



SKRIPSI – TK 141581

**KESETIMBANGAN CAIR-CAIR SISTEM TERNER
DIETIL KARBONAT + 1-PROPANOL + H₂O
PADA RANGE SUHU 303,15-333,15 K
DAN TEKANAN ATMOSFER**

Oleh:

DIANA RACHMAWATI

NRP 2314106015

RIANTI WIDI ANDARI

NRP 2314106016

Dosen Pembimbing:

Prof. Dr. Ir. Gede Wibawa, M. Eng

NIP. 196301221987011001

DEPARTEMEN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER
SURABAYA
2017



FINAL PROJECT – TK 141581

**LIQUID-LIQUID EQUILIBRIUM OF THE TERNARY
SYSTEM DIETHYL CARBONATE + 1-PROPANOL +
H₂O AT TEMPERATURE RANGE 303,15 - 333,15K
AND ATMOSPHERIC PRESSURE**

Proposed by:

DIANA RACHMAWATI

NRP 2314106015

RIANTI WIDI ANDARI

NRP 2314106016

Supervisor:

Prof. Dr. Ir. Gede Wibawa, M. Eng

NIP. 196301221987011001

DEPARTEMENT OF CHEMICAL ENGINEERING
FACULTY OF INDUSTRIAL TECHNOLOGY
SEPULUH NOPEMBER OF INSTITUTE TECHNOLOGY
SURABAYA
2017

LEMBAR PENGESAHAN

**“KESETIMBANGAN CAIR-CAIR SISTEM TERNER
DIETIL KARBONAT + 1-PROPANOL + H₂O
PADA RANGE SUHU 303.15 – 333.15 K
DAN TEKANAN ATMOSFER”**

Diajukan untuk Memenuhi Salah Satu Syarat Memperoleh Gelar
Sarjana Teknik pada Program Studi S-1 Departemen Teknik
Kimia Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Oleh:

Diana Rachmawati

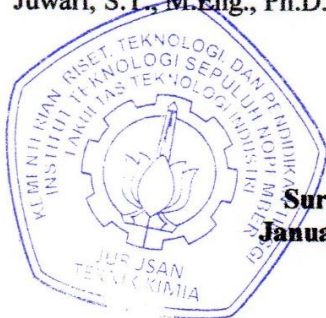
NRP. 2314 106 015

Rianti Widi Andari

NRP. 2314 106 016

Disetujui oleh Tim Penguji Tugas Akhir:

1. Prof. Dr. Ir. Gede Wibawa, M.Eng. (Pembimbing I)
2. Prof. Dr. Ir. Kuswandi, DEA (Penguji I)
3. Ir. Minta Yuwana, M.S. (Penguji II)
4. Juwari, S.T., M.Eng., Ph.D. (Penguji III)



**Surabaya
Januari, 2017**

**KESETIMBANGAN CAIR-CAIR SISTEM TERNER
DIETIL KARBONAT + 1-PROPANOL + H₂O
PADA RANGE SUHU 303,15 - 333,15 K
DAN TEKANAN ATMOSFER**

Nama : Diana Rachmawati (2314106015)
Rianti Widi Andari (2314106016)
Jurusan : Teknik Kimia ITS
Pembimbing : Prof. Dr. Ir. Gede Wibawa, M.Eng

Abstrak

Penelitian ini bertujuan untuk mendapatkan data kesetimbangan cair-cair sistem terner DEC + 1-Propanol+ H₂O pada range suhu 303,15 - 333,15 K dan tekanan atmosfer (101.3 ± 1 kPa). Peralatan utama dari eksperimen ini yaitu *equilibrium cell* yang dilengkapi dengan jaket penukar panas. Eksperimen ini diawali dengan memasukkan sampel ke dalam *equilibrium cell* dengan komposisi tertentu dan mengatur suhu di dalam *equilibrium cell* dengan mensirkulasikan air dari *water bath* ke dalam jaket penukar panas. Kemudian sampel diaduk dengan *magnetic stirrer* selama 4 jam, berikutnya didiamkan selama 20 jam agar fase organik dan aqueous terpisah secara sempurna. Sampel fase organik dan aqueous diambil secara terpisah untuk dianalisa komposisinya sebagai komposisi kesetimbangan menggunakan *Gas Chromatography 2010 Plus*. Penelitian diulangi untuk komposisi awal yang berbeda agar diperoleh tie line atau model kurva yang terdistribusi secara merata pada range komposisi kesetimbangan. Data yang diperoleh dari masing-masing suhu dikorelasikan dengan persamaan *Non-Random Two-Liquid* (NRTL) dan *Universal Quasi-Chemical* (UNIQUAC) yang memberikan Root Mean Square Deviation (RMSD) dari komposisi kesetimbangan masing – masing sebesar 0.40 % dan 0.37 % . Dari diagram terner yang dihasilkan dapat disimpulkan untuk system DEC + 1-Propanol + H₂O mengikuti system Treybal tipe 1 pada range suhu yang diteliti.

Kata kunci: LLE, DEC, 1-Propanol, H₂O, NRTL, UNIQUAC.

(Halaman ini sengaja dikosongkan)

**LIQUID-LIQUID EQUILIBRIUM OF THE TERNARY
SYSTEM DIETHYL CARBONATE + 1-PROPANOL + H₂O
AT TEMPERATURE RANGE 303,15 - 333,15 K
AND ATMOSPHERIC PRESSURE**

Name : Diana Rachmawati (2314106015)
Rianti Widi Andari (2314106016)
Departments : Chemical Engineering, ITS
Advisor : Prof. Dr. Ir. Gede Wibawa, M.Eng

Abstract

The objective of this study was to determine experimentally liquid-liquid equilibrium data for ternary system DEC + 1-Propanol + H₂O at temperature range 303.15 - 333.15 K and atmospheric pressure (101.3 ± 1 kPa). The main experimental apparatus is the equilibrium cell equipped with heat exchanger jacket. The experiment was started by adding ternary mixture into equilibrium cell with certain composition. Temperature in the equilibrium cell were controlled to certain equilibrium temperature by circulating water from water bath into heat exchanger jacket. Afterwards, the sample was stirred by magnetic stirrer for 4 hour and it was allowed to settle for 20 hours in order to be completely separated into organic and aqueous phases. The composition of each phase were analyzed using Gas Chromatography 2010 Plus. The experiments were repeated for different initial composition to obtain tie line or curve model distributed well in the range of equilibrium composition. The experimental data were correlated using Non-Random Two-Liquid (NRTL) and Universal Quasi-Chemical (UNIQUAC) giving Root Mean Square Deviation (RMSD) between experimental composition are calculated ones of 0.40% and 0.37%, respectively. From the ternary diagram obtained in this work was found that the system studied shows Treybal type 1 behaviour.

Keywords: LLE, DEC, 1-Propanol, H₂O, NRTL, UNIQUAC

(Halaman ini sengaja dikosongkan)

KATA PENGANTAR

Alhamdulillah, puji syukur kehadiran Allah SWT. yang selalu melimpahkan rahmat dan karunia-Nya sehingga kami dapat menyelesaikan penyusunan skripsi yang berjudul **“Kesetimbangan Cair-Cair Sistem Ternern DEC + 1-Propanol + H₂O Pada Range Suhu 303.15 - 333.15 K dan Tekanan Atmosfer”**. Skripsi ini disusun sebagai salah satu syarat untuk menyelesaikan studi program Strata-1 di Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Institut Teknologi Sepuluh Nopember, Surabaya.

Penulis menyadari dalam penyusunan skripsi ini tidak akan selesai tanpa bantuan dari berbagai pihak. Oleh karena itu pada kesempatan ini kami ingin mengucapkan terima kasih kepada :

1. Bapak Prof. Dr. Ir. Gede Wibawa, M.Eng, selaku Kepala Laboratorium Termodinamika Teknik Kimia sekaligus Dosen Pembimbing atas semua bimbingan dan motivasi yang diberikan.
2. Bapak Juwari, S.T.,M.Eng.,PhD.. selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya.
3. Bapak dan Ibu Dosen Jurusan Teknik Kimia FTI – ITS yang telah memberikan ilmunya kepada penulis.
4. Orang tua dan saudara-saudara kami serta orang-orang yang kami sayangi, atas do'a, bimbingan, perhatian, serta kasih sayang yang selalu tercurah selama ini.
5. Keluarga besar LJ Genap Teknik Kimia 2014 FTI-ITS dan terutama teman-teman di Laboratorium Termodinamika Teknik Kimia, Jurusan Teknik Kimia, FTI-ITS atas semua dukungan, semangat, serta kerjasamanya.

Kami menyadari skripsi ini tidak luput dari berbagai kekurangan, untuk itu penulis mengharapkan saran dan kritik demi kesempurnaan dan perbaikannya. Akhirnya skripsi ini dapat memberikan sumbangan bagi pembaca.

Surabaya, Januari 2017

Penyusun

DAFTAR ISI

LEMBAR PENGESAHAN	ii
ABSTRAK	iii
ABSTRACT	v
KATA PENGANTAR	vii
DAFTAR ISI	ix
DAFTAR GAMBAR	xi
DAFTAR TABEL	xiii
BAB 1 PENDAHULUAN	
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Perumusan Masalah	4
1.3 Tujuan Penelitian	5
1.4 Manfaat Penelitian	5
BAB 2 TINJAUAN PUSTAKA	
2.1 Tinjauan Penelitian	7
2.2 Diethyl Carbonate (DEC)	8
2.3 1-Propanol	9
2.4 Keseimbangan Cair-Cair (LLE)	10
2.5 Korelasi Koefisien Aktifitas Fase Cair	12
2.5.1 Model Persamaan NRTL (Non Random Two Liquid)	12
2.5.2 Model Persamaan UNIQUAC (Universal Quasi-Chemical)	14
2.6 Perhitungan Deviasi Hasil Eksperimen dan Prediksi	15
2.7 Korelasi Bachman-Brown	16
BAB 3 METODOLOGI PENELITIAN	
3.1 Peralatan Eksperimen	17
3.2 Bahan Yang Digunakan	18
3.3 Scope Penelitian	18
3.4 Prosedur Eksperimen	19
3.4.1 Eksperimen	19
3.4.2 Analisa Komposisi	19
3.5 Ketelitian Alat	20

3.6 Data Treatment	21
3.6.1 Algoritma <i>Fitting</i> Parameter dengan Persamaan NRTL	21
3.6.2 Algoritma <i>Fitting</i> Parameter dengan Persamaan UNIQUAC	22
3.6.3 Algoritma Perhitungan Komposisi Keseimbangan	23
BAB 4 HASIL DAN PEMBAHASAN	
4.1 Validasi Alat	25
4.2 Hasil dan Pembahasan Eksperimen	28
4.3 Hasil Prediksi Keseimbangan	35
BAB 5 KESIMPULAN	45
DAFTAR PUSTAKA	47
DAFTAR NOTASI	51
APPENDIKS	A-1
LAMPIRAN	B-1

DAFTAR GAMBAR

Gambar 2.1	Kesetimbangan Fase	11
Gambar 3.1	Diagram Skematis Peralatan Eksperimen ..	17
Gambar 4.1	Korelasi Bachman-Brown sistem DEC + 1-Propanol + H ₂ O pada suhu 303.15	26
Gambar 4.2	LLE Sistem DEC + 1-Propanol + H ₂ O pada suhu 303.15 K eksperimen dan literatur	27
Gambar 4.3	Korelasi Bachman-Brown sistem DEC + 1-Propanol + H ₂ O pada suhu 303.15; 313.15; 323.15; dan 333.15 K.....	31
Gambar 4.4	Kesetimbangan cair-cair sistem DEC + 1-Propanol + H ₂ O hasil eksperimen pada suhu 303.15 K (a), 313.15 K (b), 323.15 K(c), 333.15 K(d)	32
Gambar 4.5	Kesetimbangan cair-cair sistem DEC + 1-Propanol + H ₂ O hasil eksperimen pada berbagai variabel suhu	34
Gambar 4.6	Diagram Kesetimbangan Cair-Cair Sistem Terner DEC(1) + 1-Propanol(2) + H ₂ O(3) pada suhu 303.15 K	38
Gambar 4.7	Diagram Kesetimbangan Cair-Cair Sistem Terner DEC(1) + 1-Propanol(2) + H ₂ O(3) pada suhu 313.15 K	38
Gambar 4.8	Diagram Kesetimbangan Cair-Cair Sistem Terner DEC(1) + 1-Propanol(2) + H ₂ O(3) pada suhu 323.15 K	39
Gambar 4.9	Diagram Kesetimbangan Cair-Cair Sistem Terner DEC(1) + 1-Propanol(2) + H ₂ O(3) pada suhu 333.15 K	39
Gambar 4.10	Diagram Kesetimbangan Cair-Cair Sistem Terner DEC(1) + 1-Propanol(2) + H ₂ O(3) pada suhu 303.15 K	41

Gambar 4.11	Diagram Kesetimbangan Cair-Cair Sistem Terner DEC(1) + 1-Propanol(2) + H ₂ O(3) pada suhu 313.15 K	41
Gambar 4.12	Diagram Kesetimbangan Cair-Cair Sistem Terner DEC(1) + 1-Propanol(2) + H ₂ O(3) pada suhu 323.15 K	42
Gambar 4.13	Diagram Kesetimbangan Cair-Cair Sistem Terner DEC(1) + 1-Propanol(2) + H ₂ O(3) pada suhu 333.15 K	42

DAFTAR TABEL

Tabel 2.1	Properti Diethyl Carbonate	9
Tabel 2.2	Properti 1-Propanol	10
Tabel 4.1	Bachman-Brown parameter	26
Tabel 4.2	Data eksperimen kesetimbangan cair-cair sistem DEC(1) + 1-Propanol(2) + H ₂ O(3)	28
Tabel 4.3	Parameter Bachman-Brown	31
Tabel 4.4	Parameter UNIQUAC	36
Tabel 4.5	Hasil optimasi harga α dan parameter <i>Independent</i> terhadap Suhu Model NRTL	36
Tabel 4.6	Hasil parameter model NRTL pada berbagai suhu dengan $\alpha = 0.3$	36
Tabel 4.7	Hasil Parameter model UNIQUAC pada berbagai suhu	37
Tabel 4.8	Hasil Optimasi Parameter <i>Independent</i> terhadap Suhu Model NRTL	40
Tabel 4.9	Hasil Optimasi Parameter <i>Independent</i> terhadap Suhu Model UNIQUAC	40

(Halaman ini sengaja dikosongkan)

BAB 1

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Bahan bakar minyak berbasis energi fosil merupakan salah satu energi yang kebutuhannya terus meningkat dari tahun ke tahun. Kebutuhan bahan bakar minyak mengikuti perkembangan sektor pembangunan khususnya sektor transportasi dan industri yang saat ini semakin pesat. Konsumsi energi final (termasuk biomassa) di Indonesia pada periode 2000-2013 meningkat dari 764 juta SBM pada tahun 2000 menjadi 1.151 juta SBM pada tahun 2013 atau tumbuh rata-rata sebesar 3,20% per tahun. Konsumsi energi final menurut jenis selama tahun 2000-2013 masih didominasi oleh BBM (bensin, minyak, solar,IDO, minyak tanah, avtur dan avgas). Selama kurun waktu tersebut, total konsumsi BBM meningkat dari 315 juta SBM pada tahun 2000 menjadi 399 juta SBM pada tahun 2013 atau meningkat 1,83% per tahun (Outlook Energi Indonesia, 2015).

Konsumsi bahan bakar ini secara umum memenuhi 85% kebutuhan energy dunia yang merupakan hasil dari pembakaran pada bahan bakar tersebut. Hal tersebut memberikan efek yang signifikan terhadap munculnya emisi gas buang berupa gas CO₂. CO₂ sendiri berpengaruh besar terhadap efek rumah kaca. Efek rumah kaca adalah efek pemanasan global yang terjadi pada bumi, dimana gas CO₂ merupakan komponen terbesar dari keseluruhan gas penyebab efek rumah kaca. Dengan adanya peningkatan konsumsi bahan bakar, maka konsentrasi CO₂ juga akan meningkat. Berdasarkan perhitungan Organisasi Meteorologi Dunia (WMO) konsentrasi CO₂ di atmosfer pada 2013 mencapai 396 ppm, jumlah ini merupakan hasil peningkatan hampir 3 ppm dari tahun sebelumnya. Alternatif untuk meningkatkan efisiensi pembakaran bahan bakar dan mengurangi pencemaran adalah mereformulasi bahan bakar dengan zat aditif yang berfungsi untuk memperkaya kandungan oksigen dalam bahan bakar. Choi (1999) dan Song (2001) mengemukakan zat aditif *oxygenate* pada bahan

bakar berperan untuk meningkatkan bilangan setana (*cetane number*) serta atom oksigen di dalam bahan bakar yang berperan untuk mengoksidasi jelaga dan gas karbon monoksida (CO) sehingga pembakaran menjadi lebih sempurna.

Senyawa *oxygenate* adalah senyawa organik cair yang dapat dicampur ke dalam bahan bakar untuk menambah kandungan oksigennya. Terdapat beberapa senyawa yang sudah digunakan sebagai aditif, yaitu tetra ethyl lead (TEL) dan senyawa *oxygenate* methyl-tertiary-butyl ether (MTBE). Pada zat aditif TEL menurut para peneliti, setelah digunakan beberapa waktu, ditemukan adanya kelemahan pada TEL yaitu dapat menimbulkan emisi bahan bakar yang membahayakan bagi kesehatan manusia. Selain TEL senyawa *oxygenate* yang digunakan sebagai zat aditif adalah methyl-tertiary-butyl ether (MTBE). Namun setelah dilakukan penelitian, ditemukan bahwa MTBE memiliki kekurangan yaitu bersifat karsinogenik (Torre *et al.*, 2006).

Karena sifat TEL dan MTBE masih memiliki kekurangan yang membahayakan bagi kesehatan manusia, maka diperlukan alternatif aditif yang lebih ramah lingkungan. Diethyl carbonate (DEC) merupakan salah satu senyawa *oxygenate* yang menjadi alternatif zat aditif pada bahan bakar. DEC bersifat *nontoxic* dan juga dapat terurai (*biodegradable*) sehingga DEC termasuk zat kimia yang ramah lingkungan. Selain itu, DEC mempunyai kandungan oksigen yang lebih tinggi (40,6 wt%) dibandingkan dengan MTBE (18,2 wt%). Berdasarkan penelitian, DEC sebanyak 5 wt % dapat mengurangi materi partikulat pada mesin diesel sebanyak 50% (Dunn *et al.*, 2001). Selain DEC, terdapat beberapa senyawa yang juga dapat dijadikan alternatif zat aditif pada bahan bakar seperti dimethyl carbonate (DMC) dan etanol. Namun, DEC memiliki keunggulan dibandingkan DMC dan etanol yaitu memiliki koefisien distribusi yang lebih tinggi. Selain itu, *heating value* pada DEC (74,3 Mbtu/gal) lebih tinggi dibandingkan dengan DMC (55,6 Mbtu/gal) (Pacheco, 1997).

Penggunaan alkohol dalam penerapan gasohol (gasolin + alkohol) sangat menentukan karakter dari gasohol tersebut.

Semakin panjang rantai karbon dari alkohol tersebut akan meningkatkan nilai dari heating value dari sistem campuran tersebut. Pada umumnya penggunaan gasohol masih menggunakan ethanol sebagai jenis alkohol nya. Namun, penggunaan ethanol menyebabkan *fuel consumption* yang tinggi pula yang diakibatkan oleh nilai bakar yang tidak cukup tinggi pada ethanol. Disisi lain methanol dan ethanol juga bersifat korosif sehingga pemakaiannya mulai dikurangi, maka dicobalah propanol sebagai energi alternatif untuk menggantikan ethanol sebagai blending dengan *Diethyl Carbonate* (DEC). Penggunaan 1-propanol merupakan salah satu cara mendapatkan gasohol dengan *fuel consumption* yang lebih kecil dikarenakan sifatnya yang tidak terlarut dalam air dibandingkan dengan ethanol/methanol (Duncan Seddon ,2000). Selain itu isomer propanol memiliki *octane number* dan *energy density* yang lebih tinggi dibanding methanol dan ethanol serta memiliki karakteristik emisi yang berbeda secara signifikan dibandingkan dengan campuran lainnya (Gong et al, 2014)

Karena potensinya sebagai co-aditif gasoline dengan alkohol, studi tentang kesetimbangan fase dari campuran mengandung DEC-alkohol dan DMC-alkohol sangat menarik untuk diteliti beberapa tahun terakhir. Sistem distribusi bensin komersial selalu mengandung air, karena kelembapan udara saat menyimpan dalam tangki penyimpanan (Zeng et al, 2013). Air di dalam bensin dapat memiliki efek yang berbeda pada mesin, tergantung pada keadaan tercampur di dalam larutan ataupun pada fase terpisah, dan tergantung pada tipe mesin yang dipakai. Ketika fase air terpisah di dalam bahan bakar, sedikit kandungan air di dalam larutan bahan bakar tersebut seharusnya tidak memiliki efek buruk pada komponen mesin, sehingga perlu diketahui kandungan air di dalam sistem bahan bakar yang dipakai (Korotney, 1995).

Ketersediaan data kesetimbangan cair-cair (LLE) sangat dibutuhkan untuk memahami perilaku dan sifat thermodinamika dari sistem yang mengandung air, alkohol, dan *oxygenates*.

Namun, sebagian besar literatur diperuntukkan pada suhu 298.15 K. Hal ini sulit diaplikasikan di Indonesia, karena Indonesia berada pada iklim tropis, dimana suhu rata-ratanya berkisar 303.15 K – 333.15 K pada saat musim panas.

Karena suhu mempengaruhi daerah kesetimbangan cair-cair, maka penelitian kali ini berfokus terhadap suhu pada kesetimbangan fasa cair-cair untuk sistem Dietil karbonat + 1-Propanol + H₂O pada range suhu 303.15 K - 333.15 K dan tekanan atmosfer. Diharapkan dengan adanya data kesetimbangan ini dapat menjadi dasar pencampuran untuk bahan bakar yang mempunyai performa yang bagus.

1.2 Perumusan Masalah

Berdasarkan uraian diatas, didapatkan bahwa sistem pendistribusian gasoline komersial selalu mengandung air, dan air di dalam bensin dapat memiliki efek yang berbeda pada mesin, tergantung pada keadaan tercampur di dalam larutan ataupun pada fase terpisah. Sehingga, kesetimbangan air di dalam campuran sangat penting untuk diketahui, khususnya pada campuran DEC + alkohol.

Alkohol dapat digunakan sebagai bahan bakar, terutama sebagai gasohol (gasoline + alkohol). Pada umumnya penggunaan gasohol masih menggunakan ethanol sebagai jenis alkohol nya. Namun, ethanol bersifat korosif sehingga pemakaiannya mulai dikurangi, maka dicobalah propanol sebagai energi alternatif untuk menggantikan ethanol sebagai blending dengan *Diethyl Carbonate* (DEC). Penggunaan 1-propanol merupakan salah satu cara mendapatkan gasohol dengan *fuel consumption* yang lebih kecil dikarenakan sifatnya yang tidak terlarut dalam air dibandingkan dengan ethanol/methanol.

Penelitian mengenai LLE pada sistem terner yang mengandung DEC dan 1-propanol sudah pernah dilakukan, seperti Kesetimbangan Cair-Cair Sistem Terner air + 1-propanol + DMC/DEC pada suhu 298.15 K (Zeng *et al.*, 2013). Maka untuk

melengkapi data kesetimbangan cair-cair DEC + 1-propanol + air, diperlukan penelitian pada range suhu 303.15 – 333.15 K.

Dengan demikian, penelitian mengenai kesetimbangan cair-cair sistem terner DEC + 1-propanol + H₂O pada range suhu 303.15 K – 333.15 K dan tekanan atmosfer perlu dilakukan. Diharapkan dengan adanya data kesetimbangan ini dapat menjadi dasar pencampuran untuk bahan bakar yang mempunyai performa yang bagus dan ramah lingkungan.

1.3 Tujuan Penelitian

Tujuan dari penelitian ini adalah :

1. Memperoleh data kesetimbangan cair-cair (LLE) sistem terner DEC + 1-Propanol + H₂O pada range suhu 303.15 - 333.15 K dan tekanan atmosfer.
2. Mengkorelasikan data eksperimen menggunakan persamaan NRTL dan UNIQUAC.

1.4 Manfaat Penelitian

Data yang diperoleh dari penelitian ini dapat digunakan sebagai basis dalam perencanaan proses blending *gasoline*, sehingga *gasoline* yang dihasilkan efisien dari segi penggunaan dan penyimpanan sesuai dengan kondisi di Indonesia. Disamping itu data yang diperoleh dapat melengkapi data hasil yang ada untuk mengembangkan teori larutan Termodinamika.

(Halaman ini sengaja dikosongkan)

BAB 2

TINJAUAN PUSTAKA

2.1 Tinjauan Penelitian

Berikut ini adalah penelitian yang telah dilakukan dengan tema kesetimbangan cair-cair yang berkaitan dengan DEC, yaitu antara lain :

Li *et al.* (2008) melakukan eksperimen tentang efek dari *dimethyl carbonate* (DMC) dan *diethyl carbonate* (DEC) sebagai zat aditif pada *volatility* dan titik *flash* pada avtur. Tekanan uap hasil eksperimen dan temperatur kesetimbangan dikorelasikan dengan persamaan Antoine pada setiap campuran. Garis *bubble-point* dari tekanan lawan komposisi pada beberapa suhu dan suhu tersebut lawan komposisi pada beberapa tekanan didapatkan melalui korelasi Antoine.

Min *et al.* (2008) melakukan eksperimen tentang pengukuran kesetimbangan cair-cair sistem terner dari campuran air + etanol + DEC, air + metanol + DEC, air + dietil karbonat + n-heptane , air + methyl tert-buthyl ether + n-heptane , dan air + methyl tert-buthyl ether + DEC pada temperatur 298.15 K. Parameter data kesetimbangan yang digunakan yaitu dikorelasika dengan model persamaan UNIQUAC.

Chen *et al.* (2010) melakukan eksperimen tentang pengukuran kesetimbangan cair-cair sistem quaterner dari campuran air + 1-butanol + DEC + DMC dan campuran air + 1-butanol + hexane + DMC serta sistem terner dari campuran air + 1-butanol + DEC dan campuran air + 1-butanol + DMC pada temperatur 298.15 K. Parameter data kesetimbangan yang digunakan yaitu dikorelasikan dengan model persamaan UNIQUAC.

Montoya *et al.* (2012) melakukan eksperimen tentang pengukuran kesetimbangan cair-cair sistem terner dari campuran air + etanol + DEC pada temperatur 298.15 – 338.15 K. Parameter data kesetimbangan yang digunakan yaitu dikorelasikan dengan model persamaan NRTL dan UNIQUAC.

Zeng *et al.* (2013) melakukan eksperimen tentang pengukuran kesetimbangan cair-cair sistem terner dari campuran *dimethyl carbonate* (DMC) / *diethyl carbonate* (DEC) + 1-propanol + air pada temperatur 298.15 K dan tekanan ambien. Parameter data kesetimbangan yang digunakan yaitu dikorelasikan dengan model persamaan UNIQUAC.

Chen *et al.* (2014) melakukan eksperimen tentang pengukuran kesetimbangan cair-cair sistem terner dan quaterner dari campuran air + DEC + etanol + methylbenzene / heptane pada temperatur 303.15 K dan tekanan atmosferik. Parameter data kesetimbangan yang digunakan yaitu dikorelasikan dengan model persamaan UNIQUAC.

Ginting *et al.* (2016) melakukan eksperimen tentang pengukuran kesetimbangan cair-cair sistem terner dari campuran *dimethyl carbonate* + 2-methyl-1-propanol atau 2-methyl-2-propanol + water pada temperatur 303.15 dan 313.15 K dan tekanan 100 kPa. Parameter data kesetimbangan yang digunakan yaitu dikorelasikan dengan model persamaan UNIQUAC dan NRTL.

2.2 Diethyl Carbonate (DEC)

Diethyl Carbonate (DEC) telah dikenal sebagai bahan kimia yang ramah lingkungan karena DEC dapat terurai dengan lambat menjadi karbon dioksida dan etanol dimana keduanya tidak mempunyai efek pada saat dibuang ke lingkungan (Crandall, 1987). Kandungan oksigen yang tinggi dalam DEC menjadikan DEC berpotensi tinggi sebagai bahan aditif penambah nilai oksigen dalam bahan. Terdapat beberapa metode secara sintesis untuk memproduksi DEC, seperti proses phosgene (Muskat dan Strain, 1941), pertukaran ester (Urano *et al.*, 1993), aktivasi dari karbon dioksida (Tomishige *et al.*, 1999), reaksi dari etanol dengan urea dengan katalis organotin (Ryu, 1999) dan oksidatif carbonylation dari etanol (Dunn *et al.*, 2002).

Tabel 2.1 Properti *Diethyl Carbonate*

Nama Lain	Carbonic Ether, Ethyl Carbonate, Eufin
Rumus Kimia	OC(OCH ₂ CH ₃) ₂
Berat Molekul	118.13 g/mole
Lower Heating Value	74.3 MBtu/gal
Vapor Pressure @20 °C	1.11 kPa
Normal Boiling Point	126 °C
Melting Point	-43 °C
Research Octane Number (RON) Gasoline Blending at 10 vol%	111
Motor Octane Number (MON) Gasoline Blending at 10 vol%	96

(Pacheco dan Marshall, 1997)

2.3 1-Propanol

1-propanol merupakan senyawa alkohol primer dengan ciri-ciri fisik sebagai larutan bening dan tidak berwarna. Produksi propanol dilakukan melalui hidrogenasi katalitik *propionaldehyde*. Penggunaan 1-propanol secara umum mencakup pelarut pada industri farmasi khususnya untuk resin dan *cellulose ester*, bahan baku pembuatan polymer dan plastik, sebagai bahan baku kosmetik, dan masih banyak lainnya. Diantara senyawa – senyawa alkohol primer, propanol dipilih sebagai senyawa blending *gasoline* karena sifatnya yang tidak terlalu terlarut dalam air dibandingkan dengan ethanol/ methanol (Duncan Seddon, 2000). Selain itu isomer propanol memiliki *octane number* dan *energy density* yang lebih tinggi dibanding methanol dan ethanol serta memiliki karakteristik emisi yang berbeda secara signifikan dibandingkan dengan campuran lainnya (Gong et al, 2014)

Tabel 2.2 Properti 1-Propanol

Nama Lain	n-Propanol, Propan-1-ol
Rumus Kimia	CH ₃ CH ₂ CH ₂ OH
Berat Molekul	60.095 g/mole
Densitas	0.803 g/cm ³ at 20 °C
Heat of Combustion	-2.02156 MJ/ mol
Vapor Pressure @20 °C	1.99 kPa
Normal Boiling Point	98 °C
Melting Point	-126 °C
Research Octane Number (RON)	104
Motor Octane Number (MON)	89

(Duncan Seddon, 2000)

2.4 Kesetimbangan Cair-Cair (LLE)

Sejumlah proses pemisahan yang penting dalam industri seperti absorpsi, ekstraksi, dan distilasi merupakan proses kontak dua fase. Bila fase-fase tersebut tidak berada dalam kesetimbangan maka akan terjadi transfer massa antar fase. Laju transfer masing-masing komponen bergantung dari *driving force*, dalam hal ini adalah besarnya penyimpangan sistem dari suatu kesetimbangan. Dengan demikian penentuan laju transfer massa memerlukan data kesetimbangan dari sistem tersebut. Kesetimbangan merupakan kondisi statis di mana secara makroskopis tidak ada perubahan *property* sistem terhadap waktu.

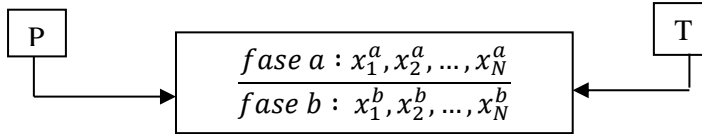
Kesetimbangan termodinamika adalah terdistribusinya komponen dalam semua fase pada harga potensial kimia (μ) tertentu sehingga terjadi kesamaan potensial kimia masing-masing komponen dalam semua fase yang berada dalam kesetimbangan. Untuk sistem yang membentuk dua fase, misalkan fase a dan fase b, maka harus memenuhi 3 kriteria kesetimbangan termodinamika, yaitu:

$$1. \text{ Kriteria I} \quad : T^a = T^b \quad (2.1)$$

$$2. \text{ Kriteria II} \quad : P^a = P^b \quad (2.2)$$

$$3. \text{ Kriteria III} \quad : \mu^a = \mu^b, i = 1, 2, 3, \dots \quad (2.3)$$

Berikut ini ditinjau sistem tertutup yang terdiri dari dua fase dalam kesetimbangan. Di dalam sistem tertutup ini, tiap fase merupakan sistem terbuka satu sama lain yang bebas untuk memindahkan massa antar fase.



Gambar 2.1. Kesetimbangan Fase

Akan tetapi tidak semua sistem memiliki kesamaan potensial kimia pada temperatur dan tekanan tertentu pada kondisi kesetimbangan yang sebenarnya. Kriteria III atau yang disebut juga kriteria isoaktivasi, hanya merupakan syarat perlu (*necessary condition*) dan bukan syarat cukup (*sufficient condition*) bagi kesetimbangan mengingat bahwa kesamaan potensial tidak selalu terjadi pada kondisi kesetimbangan. Kondisi kesetimbangan yang sebenarnya terjadi jika dan hanya jika energi Gibbs pencampuran (*Gibbs energy of mixing*), $\Delta_m G$ atau ΔG memiliki nilai minimum.

Kriteria potensial kimia dapat dituliskan dalam bentuk fugasitas maupun aktivitas, dimana aktivitas fase cair di fase a (disebut fase ekstrak) sama dengan aktivitas fase cair di fase b (disebut fase rafinat).

$$\hat{f}_i^a = \hat{f}_i^b \quad (2.4)$$

$$(\gamma_i x_i)^a = (\gamma_i x_i)^b \quad (2.5)$$

Perhitungan kesetimbangan fase pada dasarnya bertujuan untuk menentukan komposisi setiap komponen dalam fase-fase kesetimbangan. Seperti yang telah dinyatakan di atas, pada kondisi kesetimbangan harga ΔG sistem mencapai minimum. Dalam perhitungan, kondisi ΔG lebih mudah dinyatakan dalam bentuk tak berdimensi, $(\Delta G/RT)$ karena bisa dihubungkan langsung dengan

besaran tak berdimensi energi gibbs eksek, (G^E/RT) menurut hubungan:

$$\left(\frac{\Delta G}{RT}\right) = \left(\frac{G^E}{RT}\right) + \sum x_i \ln x_i \quad (2.6)$$

Suku $(\Delta G/RT)$ memiliki hubungan secara langsung dengan temperatur, komposisi, dan koefisien aktivitas. Ekspresi yang menghubungkan $(\Delta G/RT)$ dengan komposisi kesetimbangan khususnya LLE dapat dirumuskan dalam berbagai model persamaan antara lain NRTL dan UNIQUAC, yang masing-masing mempunyai parameter sendiri. Kedua model persamaan tersebut dapat diaplikasikan untuk sistem biner, terner, atau yang lebih tinggi.

$$(\gamma_1 x_1)^a = (\gamma_1 x_1)^b (\gamma_2 x_2)^a = (\gamma_2 x_2)^b (\gamma_3 x_3)^a = (\gamma_3 x_3)^b \quad (2.7)$$

Kesetimbangan cair-cair (LLE) jauh lebih peka terhadap perubahan kecil koefisien aktivitas daripada kesetimbangan uap-cair (VLE) karena pada kesetimbangan cair-cair, koefisien aktivitas dominan. Ketidaktekelitian kecil pada koefisien aktivitas akan menimbulkan kesalahan besar. Pengaruh perubahan temperatur dalam rentang kecil pada LLE dapat diabaikan. Sedangkan pada VLE, pengaruh temperatur sangat besar. Faktor tekanan memiliki pengaruh yang sangat kecil pada LLE dalam kondisi moderat.

2.5 Korelasi Koefisien Aktifitas Fase Cair

2.5.1 Persamaan NRTL (Non Random Two Liquid)

Persamaan NRTL dikemukakan oleh Renon dan Prauznitz (1968). Persamaan ini diturunkan berdasarkan konsep *local composition* yang dipelopori oleh Wilson. Persamaan NRTL ini dapat digunakan untuk sistem yang larut sebagian maupun untuk sistem yang larut sempurna. Persamaan ini dapat dipakai secara luas dalam VLE, LLE, dan VLLE untuk berbagai jenis zat, misalnya campuran hidrokarbon jenuh dan spesies polar, campuran senyawa non-polar, campuran spesies non-polar dan polar,

campuran air dan spesies polar, dan campuran alkohol dengan campuran spesies non-polar. Untuk sistem non-ideal yang moderat (penyimpangannya sedang), persamaan ini tidak lebih baik dari persamaan Van Laar dan persamaan Margules. Tetapi untuk campuran non-ideal atau untuk larutan yang larut sebagian, persamaan ini dapat diwakili dengan data eksperimen secara cukup baik. Persamaan tersebut dinyatakan untuk sistem multikomponen sebagai berikut :

$$\left(\frac{G^E}{RT}\right) = \sum_i x_i \frac{\sum_j \tau_{ji} G_{ji} x_j}{\sum_k G_{ki} x_k} \quad i, j, k = 1, 2, 3, \dots, n \quad (2.8)$$

$$\tau_{ji} = \frac{g_{ji} - g_{ii}}{RT} \text{ dimana } g_{ii} = g_{jj} = g_{kk} = 0 \quad (2.9)$$

$$G_{ji} = \exp (-\alpha_{ji} \tau_{ji}) \quad (2.10)$$

$$g_{ji} = g_{ij} \quad (2.11)$$

$$\alpha_{ji} = \alpha_{ij} \quad (2.12)$$

Koefisien aktifitas untuk sembarang komponen i dinyatakan sebagai berikut:

$$\ln \gamma_i = \frac{\sum_{j=1}^n \tau_{ji} G_{ji} x_j}{\sum_{k=1}^n G_{ki} x_k} + \sum_{j=1}^n \frac{x_j G_{ij}}{\sum_{k=1}^n G_{kj} x_k} \left(\tau_{ij} - \frac{\sum_{k=1}^n x_k \tau_{kj} G_{kj}}{\sum_{k=1}^n G_{kj} x_k} \right) \quad (2.13)$$

Keuntungan menggunakan Persamaan NRTL :

Pengalaman menunjukan bahwa Persamaan model NRTL ini memiliki keandalan yang konsisten dibanding Van Laar dan Margules dalam arti persamaan ini biasanya dapat menangani keadaan-keadaan yang sangat tidak ideal, hanya dengan dua atau tiga parameter yang dapat disesuaikan. Dan Persamaan NRTL sesuai untuk sistem multikomponen.

2.5.2 Model Persamaan UNIQUAC (Universal Quasi-Chemical)

Persamaan UNIQUAC dikemukakan oleh Abrams dan Prausnitz (1975) (Polling,1999). Persamaan UNIQUAC dapat diaplikasikan untuk campuran liquid non-elektrolit yang mengandung fluida polar atau non-polar seperti hidrokarbon, alkohol, nitril, keton, aldehyd, asam organik dan air termasuk campuran larut sebagian. Persamaan tersebut dipisahkan menjadi dua bagian yaitu bagian kombinatorial yang terdiri dari parameter komponen murni saja untuk menghitung perbedaan bentuk dan ukuran molekul, serta bagian residual yang menggabungkan dua parameter biner tiap pasang molekul untuk menghitung interaksi molekul.

$$g = g^c + g^R \quad (2.14)$$

Untuk sistem multikomponen :

$$g^c = \sum_i x_i \ln \frac{\Phi_i}{x_i} + \frac{z}{2} \sum_i q_i x_i \ln \frac{\theta_i}{\Phi_i} \quad (2.15)$$

$$g^R = - \sum_i q_i x_i \ln \left(\sum_j \theta_j \tau_{ji} \right) \quad i, j, k = 1, 2, 3, \dots, n \quad (2.16)$$

$$\theta_i = \frac{x_i q_i}{\sum_j x_j q_j} \quad (2.17)$$

$$\Phi_i = \frac{x_i r_i}{\sum_j x_j r_j} \quad (2.18)$$

$$\tau_{ji} = \exp \left(- \frac{(u_{ji} - u_{ii})}{RT} \right) \text{ dimana } u_{ii} = u_{jj} = u_{kk} = 0 \quad (2.19)$$

$$u_{ji} = u_{ij} \quad (2.20)$$

Koefisien aktivitas untuk sembarang komponen i dinyatakan sebagai berikut:

$$\ln \gamma_i = \ln \gamma_i^C + \ln \gamma_i^R \quad (2.21)$$

$$\ln \gamma_i^C = \ln \frac{\phi_i}{x_i} + \frac{z}{2} q_i \ln \frac{\theta_i}{\phi_i} + l_i - \frac{\phi_i}{x_i} \sum_j x_j l_j \quad (2.22)$$

$$\ln \gamma_i^R = q_i \left[1 - \ln(\sum_j \theta_j \tau_{ji}) - \sum_j \frac{\theta_j \tau_{ij}}{\sum_k \theta_k \tau_{kj}} \right] \quad (2.23)$$

$$\theta_i = \frac{q_i}{\sum_j q_j x_j} \quad (2.24)$$

$$\phi_i = \frac{\tau_i x_i}{\sum_j r_j x_j} \quad (2.25)$$

$$\tau_{ij} = \exp \left(- \frac{u_{ij} - u_{ii}}{RT} \right) \quad (2.26)$$

$$l_i = \frac{z}{2} (r_i - q_i) - (r_i - 1) \quad (2.27)$$

Model UNIQUAC dapat diterapkan untuk memprediksi kesetimbangan uap-cair sistem multi komponen dengan parameter energi interaksi sistem biner. Keuntungan menggunakan persamaan UNIQUAC adalah :

- Hanya mempunyai dua parameter yang dapat disesuaikan.
- Mempunyai ketergantungan yang lebih kecil terhadap temperatur.
- Dapat diterapkan pada larutan dengan molekul-molekul yang besar atau kecil sebab variabel konsentrasi primer merupakan fraksi permukaan dan bukan fraksi mol.

2.6 Perhitungan Deviasi Hasi Eksperimen dan Prediksi

Untuk mengetahui deviasi antara hasil eksperimen dengan hasil prediksi digunakan metode *Root Mean Square Deviation* (RMSD). Perhitungan % RMSD menggunakan persamaan berikut:

$$\%RMSD = 100\% \times \sqrt{\frac{\sum_k^n \sum_j \sum_i (x_{ijk}^{eksperimen} - x_{ijk}^{prediksi})^2}{6n}} \quad (2.28)$$

dimana:

k = tie line = 1, 2, 3, ... ,n

i = komponen

j = fase (organik atau aqueous)

Berdasarkan persamaan di atas maka akan didapatkan % RMSD berdasarkan model paramater NRTL dan UNIQUAC.

2.7 Korelasi Bachman-Brown

Reliabilitas data hasil eksperimen kesetimbangan cair-cair (LLE) dapat diuji dengan cara tes konsistensi data tie-line menggunakan persamaan empiris yang diturunkan dari hukum distribusi Nernst. Tahapan ini dapat dilakukan dengan berbagai jenis korelasi. Namun jenis korelasi yang paling banyak digunakan adalah korelasi Bachman-Brown. Brown (1946) memodifikasi persamaan yang diajukan oleh Bachman (1940) untuk menghasilkan korelasi Bachman-Brown. Korelasi Bachman-Brown digunakan untuk memastikan reliabilitas dari data eksperimen. Korelasi ini menghasilkan regresi R-Squared (RSQ) yang memberikan gambaran dari data eksperimen dengan plot data x_1^I/x_3^{II} vs x_1^I ,

$$\frac{x_1^I}{x_3^{II}} = AX_1^I + B \quad (2.29)$$

dimana parameter x_1^I adalah fraksi mol dari DEC di fase organik dan x_3^{II} adalah mol fraksi air di fase aqueous. Jika semua titik hasil analisa diplotkan maka akan memberikan satu garis lurus yang memberikan suatu persamaan linear dengan bentuk seperti pada persamaan (2.29). Dimana A merupakan slope dan B merupakan intercept. Baik A dan B adalah parameter Bachman-Brown, namun pada hasil plot ini yang akan dilihat adalah regresi R-Squared (RSQ). Bila $R \approx 1$ dan hasil plot memebrikan sat ugaris lurus maka data hasil percobaan telah konsisten, namun bila $R \ll 1$ dan hasil plot terdapat titik yang melenceng maka data belum konsisten dan perlu dilakukan pengulangan percobaan pada titik tersebut.

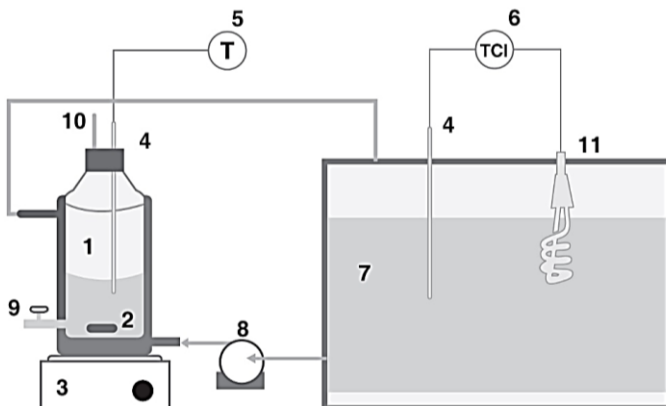
BAB 3

METODOLOGI PENELITIAN

Penelitian ini dilakukan dengan eksperimen untuk mendapatkan data kesetimbangan cair-cair dalam *organic phase* dan *aqueous phase*. Selanjutnya fase organik dan fase *aqueous* hasil eksperimen tersebut dianalisa dengan menggunakan *Gas Chromatography* (GC) untuk mengetahui komposisi kesetimbangan fase. Langkah selanjutnya adalah memprediksi kesetimbangan berdasarkan korelasi model persamaan NRTL dan UNIQUAC.

3.1 Peralatan Eksperimen

Eksperimen ini menggunakan *equilibrium cell* yang dilengkapi dengan jaket pemanas untuk menjaga suhu agar tetap konstan serta magnetik stirer untuk membuat larutan teraduk sempurna. Pada Gambar 3.1 menunjukkan rangkaian peralatan percobaan yang terdiri dari *equilibrium cell* yang terangkai yang dilengkapi dengan *PID controller* dan *RTD Pt100* untuk mengatur suhu air sirkulasi.



Gambar 3.1 Diagram Skematis Peralatan Eksperimen

Keterangan :

- | | |
|--------------------------------------|-------------------------|
| 1. Equilibrium Cell | 7. <i>Waterbath</i> |
| 2. Magnetic Stirrer | 8. Pompa |
| 3. Stirrer | 9. <i>Sampling port</i> |
| 4. RTD Pt100 | 10. Pipa kapiler |
| 5. Temperatur Display | 11. Heater |
| 6. <i>PID Controller ANLY AT-502</i> | |

Sedangkan untuk analisa digunakan peralatan neraca analitik OHAUS tipe AP210, *microliter syringe* Shimadzu, dan Shimadzu GC 2010 Plus dengan TCD Detector.

Rincian mengenai peralatan eksperimen adalah sebagai berikut:

1. Equilibrium cell dengan volume maksimal 50 mL.
2. Ketidakpastian dan akurasi pengukuran dari alat *Autonics RTD Pt100* dan *PID Controller ANLY AT-502* adalah $0.1\text{ }^{\circ}\text{C}$ dan $\pm 1.4\text{ }^{\circ}\text{C}$.
3. Ketidakpastian dan akurasi pengukuran dari neraca analitik OHAUS tipe AP210 adalah $\pm 0.1\text{ mg}$.
4. Kapasitas maksimum dan ketidakpastian pengukuran dari *microliter syringe* Shimadzu adalah $10\text{ }\mu\text{L}$ dan $\pm 0.1\text{ }\mu\text{L}$.
5. Standar deviasi Shimadzu GC 2010 Plus adalah 0.1% mol.

3.2. Bahan Yang Digunakan

Bahan-bahan yang digunakan pada percobaan ini adalah *Diethyl Carbonate* yang diperoleh dari Wuhan Fortuna Chemical Co., LTD, China, dengan kemurnian 99%, 1-Propanol p.a (MERCK) dengan kemurnian 99.8%, dan Aquabidesilata.

3.3. Scope Penelitian

Pada penelitian ini dilakukan pengukuran kesetimbangan cair-cair untuk sistem DEC + 1-Propanol + H_2O pada range suhu 303.15; 313.15; 323.15 dan 333.15 K.

3.4 Prosedur Eksperimen

3.4.1 Eksperimen

Tahap percobaan dilakukan untuk memperoleh data kesetimbangan fase. Percobaan dilakukan dengan cara mencampurkan bahan yang telah diketahui komposisinya ke dalam *equilibrium cell*. Peralatan ini dilengkapi dengan *magnetic stirrer* dan jaket untuk sirkulasi air sebagai pemanas sesuai suhu yang dikehendaki. Campuran kemudian diaduk pada range suhu 303.15; 313.15; 323.15 dan 333.15 K pada tekanan atmosferik selama 4 jam. Setelah 4 jam pengadukan dihentikan, kemudian campuran dibiarkan hingga tercapai kesetimbangan selama 20 jam pada temperature konstan. Setelah kesetimbangan tercapai pada masing-masing fase diambil sampel untuk dianalisa komposisinya menggunakan *Gas Chromatography* (GC) Shimadzu 2010 Plus menggunakan kolom Q-Bond untuk analisa sistem DEC + 1-Propanol + H₂O.

3.4.2 Analisa Komposisi

Analisa komposisi sistem terner DEC + 1-Propanol + H₂O dianalisa menggunakan *Gas Chromatography*, dengan menggunakan kolom jenis Q-Bond. Jenis kolom ini dipilih karena sesuai untuk analisa komponen *oxygenated* dengan maksimum kondisi suhu 280°C. Metode yang pertama untuk sistem terner DEC + 1-Propanol + H₂O menggunakan *carrier gas* helium dengan laju alir gas 8 mL/menit, *purge flow* 3 mL/menit, *column flow* 2.3 mL/menit dan split ratio 20:1. Selain itu, temperatur injector yang digunakan adalah 200 °C dan temperatur detector 250°C, kemudian suhu kolom dijaga pada temperatur 240 °C dengan waktu analisa tiap sampel adalah 7.5 menit. Setelah kondisi analisa GC tersebut tercapai, sampel sebesar 1 microliter diinjeksikan ke dalam kolom. Hasil kuantitatif sampel dideteksi menggunakan detector jenis TCD (*Thermal conductivity Detector*). *Detector* jenis TCD ini untuk mendeteksi senyawa-senyawa berdasarkan perbedaan penghantar panas. Hasil yang didapatkan berupa grafik yang dapat diketahui retention time dan fraksi area masing-masing zat.

Penentuan komposisi dilakukan dengan kalibrasi biner dimana terlebih dahulu dibuat komposisi larutan biner antara 1-Propanol+DEC dan 1-Propanol+H₂O secara gravimetri dengan variasi fraksi antara 0 hingga 1.

3.5 Ketelitian Alat

Ketelitian dari data untuk penelitian ini dapat dipengaruhi oleh beberapa faktor antara lain: pengukuran pada alat ukur suhu, tekanan, dan komposisi. Dengan penjelasan masing-masing sebagai berikut:

1. Alat Ukur Suhu

Dalam penelitian ini, digunakan variabel suhu antara 303.15 K hingga 333.15 K. Pembacaan suhu menggunakan alat *Autonics RTD Pt100* yang memiliki akurasi 0.1°C. Pada saat penelitian, terjadi deviasi antara suhu variabel yang ditentukan dengan suhu pada keadaan sebenarnya hal ini dikarenakan adanya perubahan perilaku pada proses yang dilakukan, dan deviasi suhu yang terjadi selama penelitian ini sebesar $\pm 0.2^\circ\text{C}$.

2. Alat Ukur Tekanan

Tekanan operasi yang digunakan adalah tekanan atmosfer 101.3 kPa yang diukur menggunakan barometer. Deviasi antara tekanan operasi yang ditetapkan dengan tekanan yang terdeteksi selama penelitian yaitu sebesar ± 1 kPa.

3. Alat Ukur Komposisi

Komposisi kesetimbangan fase *aqueous* dan *organic* dianalisis dengan *gas chromatography* Shimadzu GC 2010 Plus dengan standart deviasi 0.1% mol, dimana kalibrasi untuk sistem DEC + 1-Propanol + H₂O menggunakan campuran biner yang dibuat secara gravimetri dan ditimbang dengan timbangan Ohaus Analytical Plus yang memiliki akurasi ± 0.1 mg. Deviasi pengukuran komposisi selama penelitian tidak lebih dari 0.03% berdasarkan pengukuran komponen yang paling rendah yaitu 0.3 gram.

3.6 Data Treatment

Penelitian ini dimulai dengan melakukan eksperimen menggunakan alat *equilibrium cell* sehingga terbentuk larutan 2 layer. Setelah terbentuk larutan 2 layer yaitu fase *aqueous* dan fase *organic* dianalisa menggunakan *gas chromatography*. Data eksperimen dikorelasikan dengan persamaan Bachman-Brown untuk mengetahui reliabilitas dari eksperimen yang telah dilakukan. Kemudian data di korelasikan menggunakan persamaan NRTL dan UNIQUAC. Dari korelasi menggunakan persamaan NRTL dan UNIQUAC didapatkan nilai parameter a_{ij} dan a_{ji} . Data hasil eksperimen kemudian diplot kedalam grafik digram ternary bersama dengan hasil korelasi NRTL dan UNIQUAC.

Untuk menghitung koefisien aktifitas kesetimbangan cair-cair sistem ternary DEC + 1-Propanol + H₂O ini digunakan persamaan NRTL dan UNIQUAC menggunakan program solver dengan metode *GRG Nonlinear*. Langkah-langkah untuk menghitung koefisien aktifitas dengan menggunakan persamaan NRTL, UNIQUAC dan menghitung komposisi kesetimbangan dapat dilihat pada algoritma berikut:

3.6.1 Algoritma Fitting Parameter dengan Persamaan NRTL

1. Input nilai R, T, dan x_i^{exp}
2. Pilih harga pendekatan awal untuk parameter a_{ij} , a_{ji} , dan α dengan ketentuan nilai α pada rentang = 0.2 – 0.47
3. Tentukan nilai τ_{ij} dan τ_{ji} dengan persamaan berikut:

$$\tau_{ij} = \frac{a_{ij}}{RT} \quad ; \quad \tau_{ji} = \frac{a_{ji}}{RT}$$

dimana:

$$\tau_{ii} = 0$$

4. Tentukan nilai G_{ij} dan G_{ji} dengan persamaan berikut:

$$G_{ij} = \exp(-\alpha\tau_{ij}) \quad ; \quad G_{ji} = \exp(-\alpha\tau_{ji})$$

dimana:

$$G_{ii} = 1$$

5. Tentukan nilai γ_i dengan persamaan berikut:

$$\ln \gamma_i = \frac{\sum_j^N \tau_{ji} G_{ji} x_j}{\sum_k^N G_{ki} x_k} + \sum_j^N \frac{G_{ij} x_j}{\sum_k^N G_{kj} x_k} \left(\tau_{ij} - \frac{\sum_k^N x_k \tau_{kj} G_{kj}}{\sum_k^N G_{kj} x_k} \right)$$

6. Kemudian menghitung nilai objective function (F) dengan persamaan:

$$F(\gamma_i^a, \gamma_i^b, x_i^a, x_i^b) = (\ln \gamma_i^a - \ln \gamma_i^b) - \ln \frac{x_i^b}{x_i^a}$$

7. Selanjutnya lakukan solver untuk harga a_{ij} , a_{ji} , dan α sehingga diperoleh nilai F minimal.

3.6.2 Algoritma *Fitting* Parameter dengan Persamaan UNIQUAC

1. Input nilai R, T, dan x_i^{exp}
2. Pilih harga pendekatan awal untuk parameter a_{ij} dan a_{ji}
3. Tentukan nilai τ_{ij} dan τ_{ji} dengan persamaan berikut:

$$\tau_{ij} = \exp\left(-\frac{u_{ij}}{RT}\right) \quad ; \quad \tau_{ji} = \exp\left(-\frac{u_{ji}}{RT}\right)$$

dimana:

$$\tau_{ii} = 1$$

4. Tentukan nilai l_i , ϕ_i , dan θ_i dengan persamaan berikut:

$$l_i = \frac{z}{2} (r_i - q_i) - (r_i - 1)$$

$$\phi_i = \frac{x_i r_i}{\sum_j x_j r_j}$$

$$\theta_i = \frac{x_i q_i}{\sum_j x_j q_j}$$

5. Tentukan nilai γ_i dengan persamaan berikut:

$$\ln \gamma_i = \ln \frac{\varphi_i}{x_i} + \frac{z}{2} q_i \ln \frac{\theta_i}{\varphi_i} + l_i - \frac{\varphi_i}{x_i} \sum_j^N x_j l_j - q_i \ln \left(\sum_j^N \theta_j \tau_{ji} \right) \\ + q_i - q_i \sum_j^N \frac{\theta_j \tau_{ij}}{\sum_k^N \theta_k \tau_{kj}}$$

dimana :

$z = 10$

6. Kemudian menghitung nilai objective function (F) dengan persamaan:

$$F(\gamma_i^a, \gamma_i^b, x_i^a, x_i^b) = (\ln \gamma_i^a - \ln \gamma_i^b) - \ln \frac{x_i^b}{x_i^a}$$

7. Selanjutnya lakukan solver untuk harga α_{ij} dan α_{ji} sehingga diperoleh nilai F minimal.

3.6.3 Algoritma Perhitungan Komposisi Keseimbangan

1. Input nilai α_{ij} , α_{ji} , R, T, z_i , dan x_i^{exp}
2. Pilih harga pendekatan awal untuk parameter β , γ_i^a , dan γ_i^b .
3. Tentukan nilai K_i dengan persamaan :

$$K_i = \frac{\gamma_i^b}{\gamma_i^a}$$

4. Tentukan nilai x_i^a dengan persamaan berikut:

$$x_i^a = \frac{z_i K_i}{1 + \beta (K_i - 1)}$$

5. Setelah diperoleh nilai x_i^a , tentukan nilai objective function (F) dengan persamaan :

$$\sum x_i^a = 1 \\ F(x_i^a) = \sum x_i^a - 1 \\ F(x_i^a) = \sum_i \frac{z_i K_i}{1 + \beta (K_i - 1)} - 1$$

6. Kemudian tentukan nilai dari turunan pertama objective function (F) dengan persamaan :

$$F'(x_i^a) = \sum_i \frac{z_i K_i (K_i - 1)}{(1 + \beta (K_i - 1))^2}$$

7. Tentukan nilai β baru dengan persamaan :

$$\beta_{baru} = \beta - \frac{F}{F'}$$

8. Hitung nilai x_i^b dengan persamaan :

$$x_i^b = \frac{z_i}{1 + \beta (K_i - 1)}$$

9. Hitung nilai γ_i^a dan γ_i^b sesuai dengan model NRTL atau UNIQUAC

10. Lakukan kembali perhitungan mulai dari point 3 hingga diperoleh nilai :

$$\gamma_i^a_{baru} - \gamma_i^a = 0$$

$$\gamma_i^b_{baru} - \gamma_i^b = 0$$

$$\beta_{baru} - \beta = 0$$

BAB 4

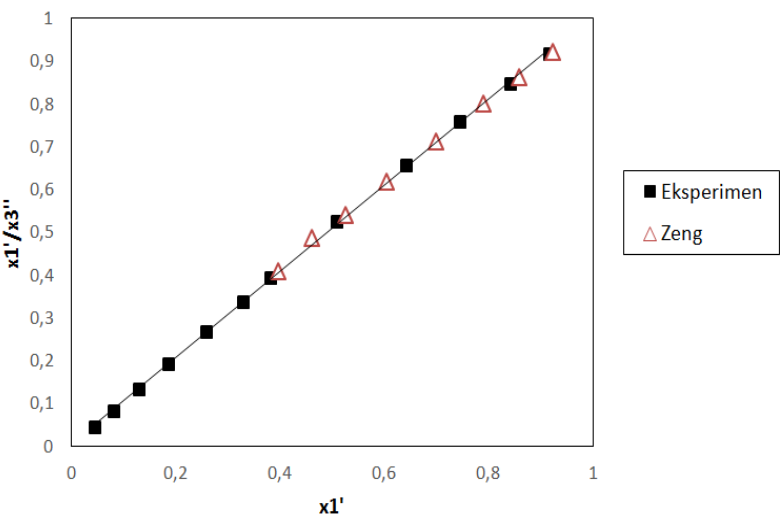
HASIL DAN PEMBAHASAN

4.1 Validasi Alat

Pada penelitian ini dilakukan pengukuran kesetimbangan fase cair-cair sistem DEC + 1-Propanol + H₂O pada range suhu 303.15 - 333.15 K dan tekanan atmosfer. Data penelitian ini kemudian dikorelasikan menggunakan persamaan NRTL dan UNIQUAC. Kedua persamaan ini dipilih karena dapat diterapkan pada kesetimbangan cair-cair (LLE) sistem biner maupun multikomponen pada berbagai jenis campuran. Hasil persamaan korelasi kedua model diatas diharapkan dapat digunakan untuk interpolasi dan ekstrapolasi kesetimbangan fase sistem tersebut.

Sebelum digunakan untuk melakukan pengukuran kesetimbangan fase cair-cair sistem DEC + 1-Propanol + H₂O, terlebih dahulu dilakukan validasi alat dengan cara membandingkan hasil eksperimen yang dilakukan menggunakan alat yang ada di laboratorium Termodinamika dengan hasil eksperimen penelitian sebelumnya. Penelitian sebelumnya yang digunakan sebagai pembanding adalah penelitian yang dilakukan oleh Zeng *et al* (2013). Setelah dilakukan validasi alat, konsistensi data yang menunjukkan reliabilitas dikonfirmasi menggunakan korelasi Bachman-Brown yang dilakukan dengan pengeplotan sumbu ordinat yaitu perbandingan fraksi DEC pada fase organik dibanding dengan fraksi H₂O pada fase *aqueous* dan sumbu absis yaitu fraksi DEC pada fase organik. Gambar 4.1 menunjukkan korelasi Bachman-Brown dari data eksperimen dengan data Zeng *et al* (2013). Sedangkan parameter dari korelasi Bachman-Brown disajikan pada Tabel 4.1 dan pada Gambar 4.2 menunjukkan perbandingan dari data hasil eksperimen menggunakan alat di Laboratorium Termodinamika dengan data hasil eksperimen Zeng *et al* (2013) . Pada Gambar 4.1 hasil linier pada grafik Bachman-Brown menunjukkan bahwa data eksperimen yang sudah valid. Sedangkan pada Gambar 4.2 menunjukkan bahwa data hasil eksperimen yang dilakukan dengan peralatan yang ada

di Laboratorium Termodinamika telah sesuai dengan data eksperimen Zeng *et al* (2013) hal ini bisa terlihat dari konsistensi antara *tie line* eksperimen dibandingkan dengan literatur. Korelasi ini memberikan gambaran reliabilitas dari eksperimen yang telah dilakukan. Sehingga dapat disimpulkan bahwa alat yang digunakan dalam eksperimen ini telah tervalidasi dan dapat untuk digunakan.

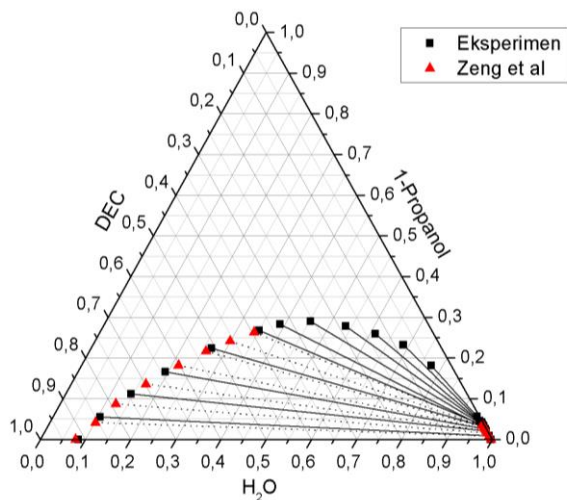


Gambar 4.1 Korelasi Bachman-Brown Sistem DEC + 1-Propanol + H₂O pada suhu 303.15 K

Tabel 4.1 Bachman-Brown parameter

Temperature	Parameter	Nilai
303.15 K	A	1.0068
	B	0.0074
	R ²	0.9997

Berdasarkan Gambar 4.1 dan Tabel 4.1 di atas dapat dilihat bahwa korelasi Bachman - Brown untuk sistem DEC + 1-Propanol + H₂O menghasilkan nilai R square > 0.999. Hal ini menunjukkan bahwa eksperimen yang telah dilakukan benar dan menghasilkan data yang konsisten berdasarkan korelasi Bachman – Brown sehingga tidak diperlukan lagi pengulangan eksperimen. Berdasarkan data eksperimen yang diperoleh ini kemudian dapat diplotkan ke dalam diagram terner untuk mengetahui konsistensi *tie line* hasil eksperimen dengan *tie line* berdasarkan literatur Zeng *et al* (2013) untuk sistem DEC + 1-Propanol + H₂O pada suhu 303.15 K.



Gambar 4.2 LLE Sistem DEC + 1-Propanol + H₂O pada suhu 303.15K eksperimen dan literatur

4.2 Hasil Eksperimen dan Pembahasan

Pada eksperimen kesetimbangan cair-cair sistem Dietil Karbonat (1) + 1-Propanol (2) + H₂O (3) pada range suhu 303.15 - 333.15 K terdistribusi menjadi dua fase (fase atas dan bawah). Komposisi data kesetimbangan sistem ini diperoleh dari hasil analisa dengan menggunakan *Gas Chromotography* (GC). Adapun data kesetimbangan cair-cair hasil eksperimen yang diperoleh untuk sistem Dietil Karbonat (1) + 1-Propanol (2) + H₂O (3) untuk range suhu 303.15 - 333.15 K ditunjukkan oleh Tabel 4.2.

Tabel 4.2 Data eksperimen kesetimbangan cair-cair sistem DEC (1) + 1-Propanol (2) + H₂O (3)

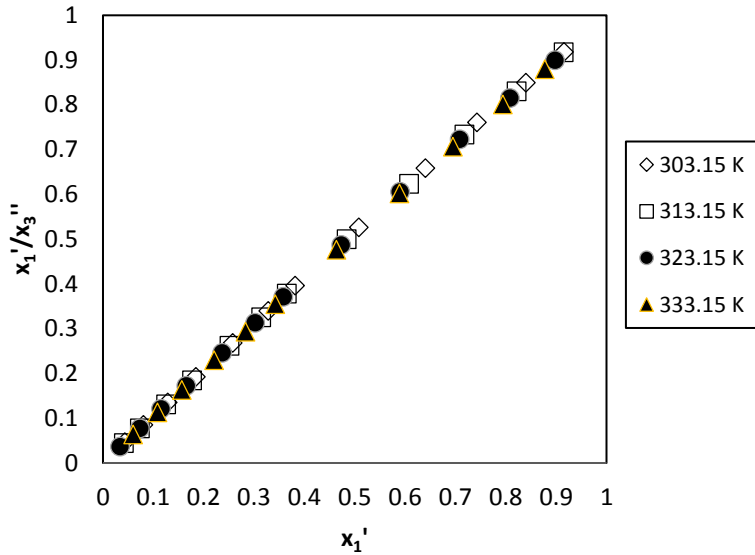
T(K)	Organic Phase			Aqueous Phase		
	X ₁	X ₂	X ₃	X ₁	X ₂	X ₃
303.15	0.0437	0.1815	0.7748	0.0053	0.0566	0.9381
	0.0805	0.2321	0.6874	0.0040	0.0457	0.9503
	0.1289	0.2589	0.6122	0.0032	0.0411	0.9556
	0.1846	0.2787	0.5367	0.0029	0.0387	0.9584
	0.2575	0.2899	0.4526	0.0032	0.0361	0.9607
	0.3280	0.2827	0.3894	0.0027	0.0320	0.9654
	0.3815	0.2684	0.3502	0.0026	0.0336	0.9638
	0.5084	0.2243	0.2673	0.0024	0.0315	0.9661
	0.6403	0.1666	0.1931	0.0023	0.0253	0.9724
	0.7431	0.1122	0.1447	0.0025	0.0211	0.9764
	0.8398	0.0549	0.1053	0.0017	0.0093	0.9890
	0.9155	0.0000	0.0845	0.0027	0.0000	0.9973

T(K)	Organic Phase			Aqueous Phase		
	x ₁	x ₂	x ₃	x ₁	x ₂	x ₃
313.15	0.0414	0.1765	0.7821	0.0059	0.0530	0.9411
	0.0735	0.2208	0.7056	0.0042	0.0440	0.9518
	0.1253	0.2555	0.6192	0.0034	0.0394	0.9572
	0.1769	0.2759	0.5473	0.0030	0.0372	0.9598
	0.2514	0.2900	0.4586	0.0029	0.0355	0.9616
	0.3145	0.2826	0.4029	0.0029	0.0310	0.9661
	0.3652	0.2688	0.3660	0.0027	0.0319	0.9654
	0.4837	0.2270	0.2893	0.0026	0.0299	0.9675
	0.6081	0.1759	0.2159	0.0022	0.0226	0.9752
	0.7181	0.1181	0.1637	0.0030	0.0178	0.9793
	0.8218	0.0589	0.1194	0.0020	0.0076	0.9903
	0.9153	0.0000	0.0847	0.0022	0.0000	0.9978
323.15	0.0337	0.1532	0.8132	0.0078	0.0606	0.9317
	0.0734	0.2168	0.7098	0.0042	0.0436	0.9522
	0.1155	0.2441	0.6404	0.0037	0.0394	0.9569
	0.1657	0.2644	0.5699	0.0030	0.0358	0.9612
	0.2371	0.2823	0.4807	0.0028	0.0339	0.9632
	0.3022	0.2796	0.4182	0.0032	0.0310	0.9658
	0.3583	0.2680	0.3737	0.0028	0.0319	0.9653
	0.4729	0.2233	0.3038	0.0024	0.0267	0.9709
	0.5902	0.1795	0.2303	0.0025	0.0226	0.9749
	0.7086	0.1183	0.1731	0.0028	0.0170	0.9802
	0.8079	0.0607	0.1314	0.0017	0.0071	0.9913
	0.8982	0.0000	0.1018	0.0011	0.0000	0.9989

T(K)	Organic Phase			Aqueous Phase		
	X ₁	X ₂	X ₃	X ₁	X ₂	X ₃
333.15	-	-	-	-	-	-
	0.0602	0.1925	0.7473	0.0048	0.0441	0.9511
	0.1081	0.2346	0.6573	0.0038	0.0390	0.9572
	0.1569	0.2567	0.5864	0.0033	0.0362	0.9605
	0.2209	0.2726	0.5064	0.0031	0.0342	0.9627
	0.2830	0.2738	0.4432	0.0033	0.0304	0.9663
	0.3422	0.2640	0.3938	0.0029	0.0313	0.9658
	0.4637	0.2245	0.3118	0.0024	0.0238	0.9738
	0.5890	0.1737	0.2373	0.0022	0.0188	0.9790
	0.6951	0.1199	0.1849	0.0020	0.0140	0.9840
	0.7943	0.0592	0.1464	0.0018	0.0061	0.9922
	0.8776	0.0000	0.1224	0.0021	0.0000	0.9979

Selanjutnya data eksperimen pada tabel 4.2 dikorelasikan dengan persamaan Bachman-Brown yang digunakan untuk memastikan reliabilitas dari data eksperimen dengan cara pengeplotan grafik dengan sumbu ordinat yaitu perbandingan fraksi DEC pada fase organik dibanding dengan fraksi H₂O pada fase *aqueous*. Korelasi ini memberikan gambaran konsistensi dari data eksperimen dalam sistem. Korelasi Bachman-Brown untuk sistem pada temperatur 303.15, 313.15, 323.15, dan 333.15 K ditampilkan pada Gambar 4.3. Sedangkan untuk parameter Bachman Brown untuk data hasil eksperimen dari sistem DEC (1) + 1-Propanol (2) + H₂O (3) pada temperatur 303.15 - 333.15 K ditunjukkan pada Tabel 4.3.

Berdasarkan Gambar 4.3 dan Tabel 4.3 terlihat bahwa hasil korelasi menunjukkan regresi untuk semua sistem minimal adalah 0.9997. Hal ini menunjukkan bahwa data eksperimen sudah valid dan *reliable*.

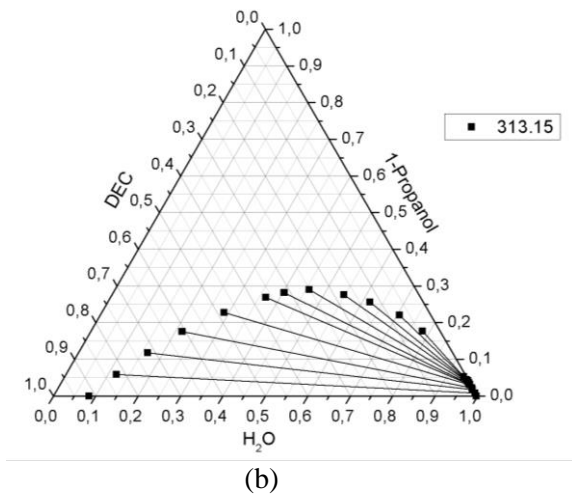
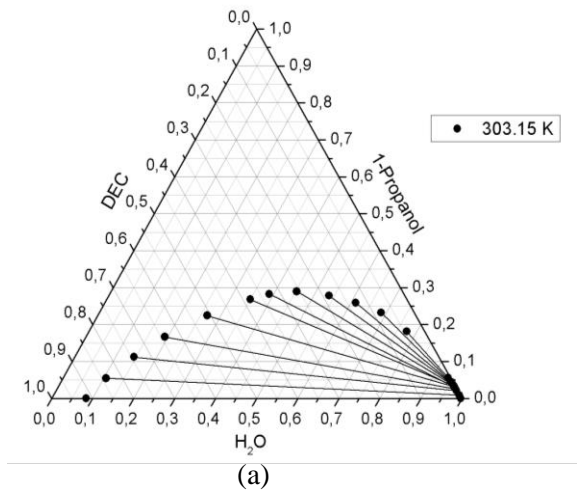


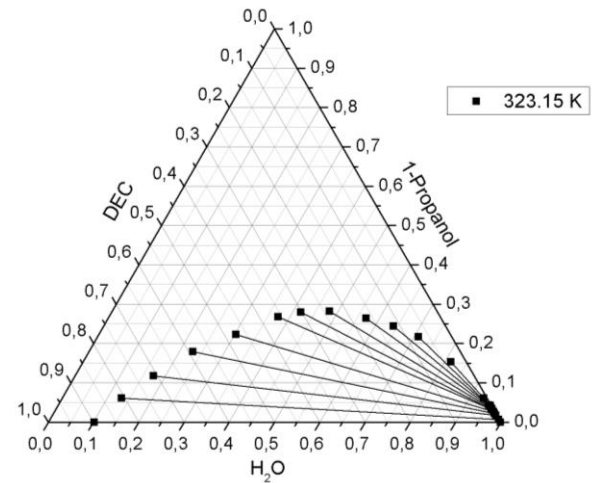
Gambar 4.3 Korelasi Bachman-Brown sistem DEC + 1-Propanol + H₂O pada suhu 303.15 , 313.15 , 323,15 dan 333.15 K

Tabel 4.3 Parameter Bachman-Brown

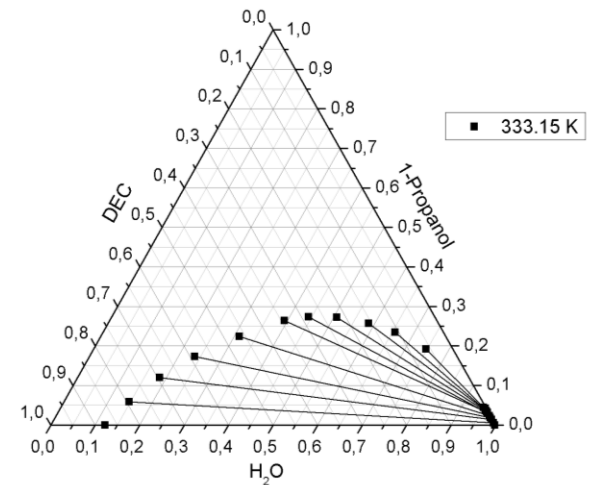
Temperature	Parameter	Nilai
303.15 K	A	1.0068
	B	0.0074
	R ²	0.9997
313.15 K	A	1.0048
	B	0.0072
	R ²	0.9997
323.15 K	A	1.004
	B	0.007
	R ²	0.9997
333.15 K	A	1.0011
	B	0.0077
	R ²	0.9998

Selanjutnya data komposisi hasil eksperimen pada masing-masing suhu operasi digambarkan dalam diagram LLE sistem ternar seperti yang ditunjukkan pada Gambar 4.4 dan Gambar 4.5 untuk perbandingan dari tiap-tiap variabel suhu.



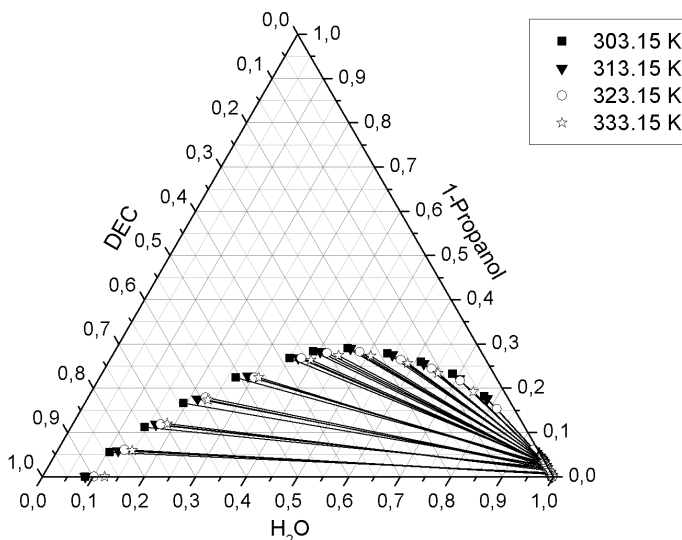


(c)



(d)

Gambar 4.4 Kesetimbangan cair-cair sistem DEC + 1-Propanol + H₂O hasil eksperimen pada suhu 303.15 K (a) , suhu 313.15 K (b), suhu 323.15 K (c), suhu 333.15 K (d)



Gambar 4.5 Kesetimbangan cair-cair sistem DEC + 1-Propanol + H₂O hasil eksperimen pada berbagai variabel suhu

Berdasarkan gambar 4.4 dan 4.5 terlihat komposisi kesetimbangan untuk sistem DEC (1) + 1-Propanol (2) + H₂O (3) pada suhu 303.15 K, 313.15 K, 323.15 K dan 333.15 K merupakan sistem dengan tipe Treybal tipe I karena sistem memiliki 1 komponen senyawa yang tidak larut sempurna yaitu DEC (1) + H₂O (3) dan 2 pasang komponen senyawa yang larut sempurna yaitu DEC (1) + 1-Propanol (2) serta 1-Propanol (2) + H₂O (3).

Kecenderungan gugus polar –OH di dalam alkohol mempengaruhi besar nya kelarutan Alkohol dengan Air dimana semakin panjang rantai karbon pada alkohol akan mengurangi kelarutannya di dalam air. Dimana rantai karbon merupakan senyawa bersifat hidropobik sedangkan pada gugus OH bersifat hidrofilik sehingga semakin luas nya bagian hidropobik mengakibatkan berkurang nya kelarutan terhadap air. 1-Propanol merupakan senyawa yang larut sempurna pada air, dimana ini

terjadi karena senyawa hidrofilik lebih kuat terhadap gugus alkilnya.

Berdasarkan teori, salah satu faktor yang mempengaruhi kelarutan adalah temperatur. Semakin tinggi temperatur tersebut maka kelarutannya juga akan semakin besar. Pada hasil penelitian yang sudah dilakukan, semakin tinggi suhu operasi maka area dua fase semakin mengecil. Hal ini bisa dibuktikan dimana fraksi DEC dan 1-Propanol di fase organik pada suhu yang lebih rendah akan lebih banyak dibandingkan suhu yang lebih tinggi. Oleh karena itu pada diagram ternary di atas, kurva sistem DEC + 1-Propanol + H₂O pada suhu lebih tinggi berada di bawah kurva sistem DEC + 1-Propanol + H₂O pada suhu lebih rendah.

Namun, daerah dua fase pada *range* suhu 303.15 – 333.15 K tidak jauh berbeda. Hal ini menunjukkan pengaruh temperatur pada sistem DEC + 1-Propanol + H₂O tidak terlalu signifikan terhadap perubahan *binodial curve* dari sistem, dimana jika terjadi penurunan temperatur maka resiko terjadinya *phase splitting* akan semakin kecil. Sehingga, campuran DEC + 1-Propanol cocok digunakan sebagai aditif untuk blending gasoline.

4.3 Hasil Prediksi Keseimbangan

Data hasil eksperimen yang diperoleh dikorelasikan dengan menggunakan persamaan NRTL dan UNIQUAC yang digunakan untuk sistem multikomponen. Penentuan parameter (*fitting*) dengan model NRTL, harga α untuk sistem keseimbangan cair-cair campuran polar dan non polar berkisar antara 0.2-0.47 (Renon & Prausnitz). Pada perhitungan kali ini, dilakukan optimasi harga α untuk semua *range* suhu 303.15 – 333.15 K. Dari hasil perhitungan diperoleh nilai α yang optimum yaitu sebesar $\alpha = 0.30999 \approx 0.3$ yang menghasilkan % RMSD lebih kecil. Sedangkan penentuan parameter (*fitting*) dengan persamaan UNIQUAC ditentukan terlebih dahulu harga luas permukaan molekular (q) dan volume molekular (r) untuk tiap-tiap komponen. Pengujian validitas dilakukan berdasarkan acuan harga *root square mean deviation* (RMSD) yaitu penyimpangan absolute rata-rata

komposisi antara data eksperimen dan hasil perhitungan menggunakan persamaan model. Pengujian dilakukan dengan cara membandingkan hasil perhitungan harga RMSD persamaan UNIQUAC dan NRTL pada masing-masing temperatur. Parameter UNIQUAC yang digunakan dalam melakukan perhitungan persamaan UNIQUAC disajikan dalam Tabel 4.4. Sedangkan hasil parameter yang diperoleh dengan model NRTL dan UNIQUAC ditunjukkan pada tabel 4.5 dan Tabel 4.7.

Tabel 4.4 Parameter UNIQUAC

Senyawa	UNIQUAC	
	r	q
DEC	4.41	3.9
1-Propanol	2.78	2.51
H ₂ O	0.92	1.4

Tabel 4.5 Hasil optimasi harga α dan parameter *Independent* terhadap Suhu Model NRTL

Sistem	NRTL parameter (K)			α	% RMSD
	i-j	a _{ij}	a _{ji}		
DEC + 1-Propanol + H ₂ O	1-2	303.39	563.44	0.3	0.40
	1-3	6114.13	3157.12		
	2-3	313.66	1634.08		

Tabel 4.6 Hasil parameter model NRTL pada berbagai suhu dengan $\alpha = 0.3$

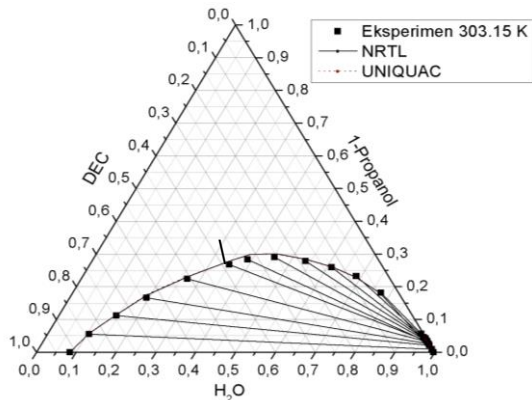
Sistem	NRTL parameter (K)			α	% RMSD
	i-j	a _{ij}	a _{ji}		
DEC + 1-Propanol + H ₂ O pada T = 303.15 K	1-2	61.98	794.56	0.3	0.43
	1-3	5887.03	3010.92		
	2-3	341.72	1516.59		

Sistem	NRTL parameter (K)			α	% RMSD
	i-j	a_{ij}	a_{ji}		
DEC + 1-Propanol + H ₂ O pada T = 313.15 K	1-2	-75.16	750.27	0.3	0.35
	1-3	6024.28	3061.28		
	2-3	334.12	1544.03		
DEC + 1-Propanol + H ₂ O pada T = 323.15 K	1-2	906.39	184.37	0.3	0.37
	1-3	6078.26	3501.58		
	2-3	369.22	1720.94		
DEC + 1-Propanol + H ₂ O pada T = 333.15 K	1-2	505.41	383.63	0.3	0.37

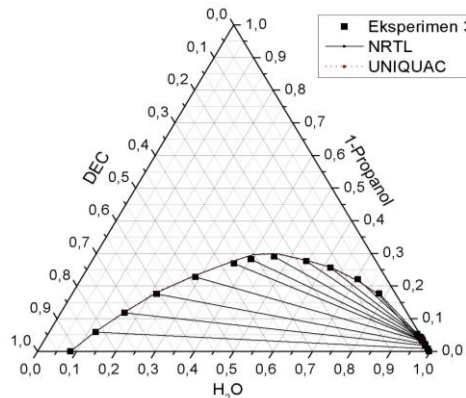
Tabel 4.7 Hasil parameter model UNIQUAC pada berbagai suhu

Sistem	UNIQUAC parameter (K)			% RMSD
	i-j	a_{ij}	a_{ji}	
DEC + 1-Propanol + H ₂ O pada T = 303.15 K	1-2	105.08	95.94	0.41
	1-3	331.56	222.12	
	2-3	-7.25	139.87	
DEC + 1-Propanol + H ₂ O pada T = 313.15 K	1-2	86.54	94.39	0.34
	1-3	332.15	226.90	
	2-3	-8.34	136.57	
DEC + 1-Propanol + H ₂ O pada T = 323.15 K	1-2	62.80	132.15	0.31
	1-3	320.64	244.99	
	2-3	1.78	120.15	
DEC + 1-Propanol + H ₂ O pada T = 333.15 K	1-2	51.23	120.00	0.35
	1-3	312.90	246.74	
	2-3	2.95	120.74	

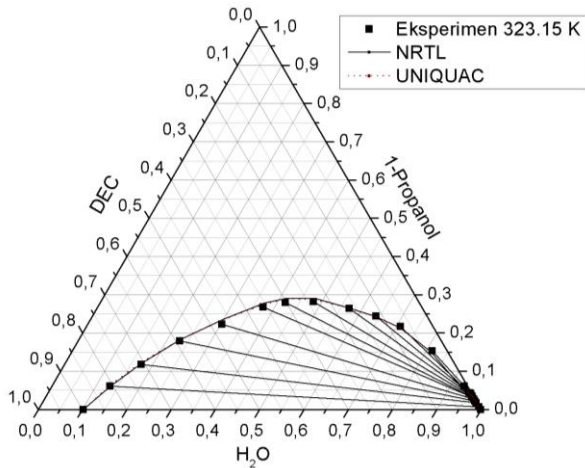
Kemudian dari parameter yang telah diperoleh pada Tabel 4.6 dan Tabel 4.7 dikorelasikan kedalam data komposisi kesetimbangan sistem terner DEC + 1-Propanol + H₂O model NRTL dan UNIQUAC dan dibuat diagram kesetimbangan cair-cair sistem terner yang ditunjukkan oleh Gambar 4.6 - Gambar 4.9



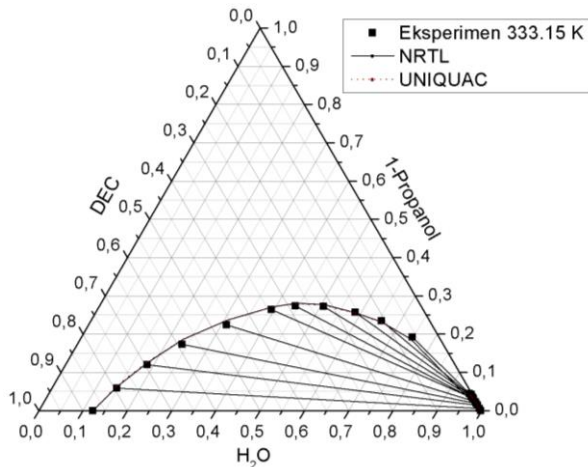
Gambar 4.6 Diagram Kesetimbangan Cair-Cair Sistem Terner DEC (1) + 1-Propanol (2) + H₂O (3) pada Suhu 303.15 K; (—■—) Tie Line Eksperimen ;(—) Pers. NRTL ; (---) Pers. UNIQUAC



Gambar 4.7 Diagram Kesetimbangan Cair-Cair Sistem Terner DEC (1) + 1-Propanol (2) + H₂O (3) pada Suhu 313.15 K; (—■—) Tie Line Eksperimen ;(—) Pers. NRTL ; (---) Pers. UNIQUAC



Gambar 4.8 Diagram Kesetimbangan Cair-Cair Sistem Terner DEC (1) + 1-Propanol (2) + H₂O (3) pada Suhu 323.15 K; (—■—) Tie Line Eksperimen ;(—) Pers. NRTL ; (- - -) Pers. UNIQUAC



Gambar 4.9 Diagram Kesetimbangan Cair-Cair Sistem Terner DEC (1) + 1-Propanol (2) + H₂O (3) pada Suhu 333.15 K; (—■—) Tie Line Eksperimen ;(—) Pers. NRTL ; (- - -) Pers. UNIQUAC

Selanjutnya, optimasi korelasi NRTL dan UNIQUAC dengan cara *fitting* parameter untuk masing-masing sistem pada semua temperatur juga dilakukan sehingga didapatkan parameter korelasi yang bersifat *independent* terhadap suhu yang ditunjukkan pada Tabel 4.8 dan Tabel 4.9

Tabel 4.8 Hasil Optimasi Parameter *Independent* terhadap Suhu Model NRTL

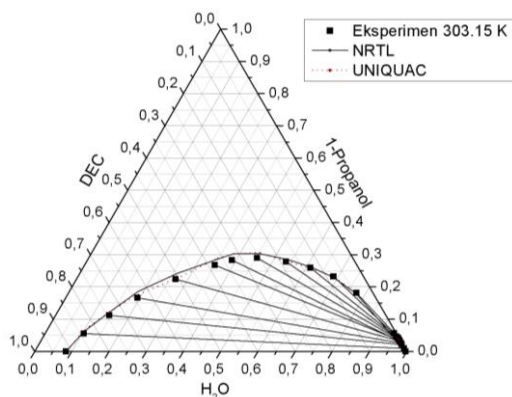
Sistem	NRTL parameter (K)			α	% RMSD
	i-j	a _{ij}	a _{ji}		
DEC + 1-propanol + H₂O 303.15 – 333.15 K	1-2	303.39	563.44	0.3	0.40
	1-3	6114.13	3157.12		
	2-3	313.16	1634.08		

Tabel 4.9 Hasil Optimasi Parameter *Independent* terhadap Suhu Model UNIQUAC

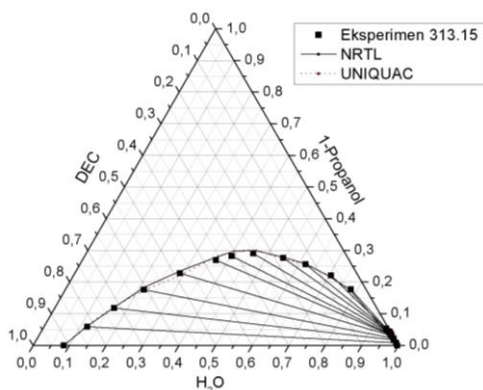
Sistem	UNIQUAC parameter (K)			% RMSD
	i-j	A _{ij}	A _{ji}	
DEC + 1-propanol + H₂O 303.15 – 333.15 K	1-2	80.35	107.91	0.37
	1-3	325.90	234.07	
	2-3	-3.87	132.32	

Hasil *fitting* parameter pada tabel di atas menggunakan satu data parameter untuk suhu 303.15 K - 333.15 K pada masing-masing sistem. Hasil yang diperoleh cukup baik sehingga parameter tunggal ini juga dapat digunakan untuk merepresentasikan data-data kesetimbangan untuk suhu 303.15 K – 333.15 K. Berdasarkan hasil korelasi pada Tabel 4.7 dan Tabel 4.8 persamaan UNIQUAC dan NRTL menunjukkan hasil yang baik. Hal ini dapat dilihat melalui nilai RMSD (*Root Mean Square Deviation*) pada kedua persamaan (UNIQUAC dan NRTL) yang menunjukkan nilai RMSD kurang dari 1 %.

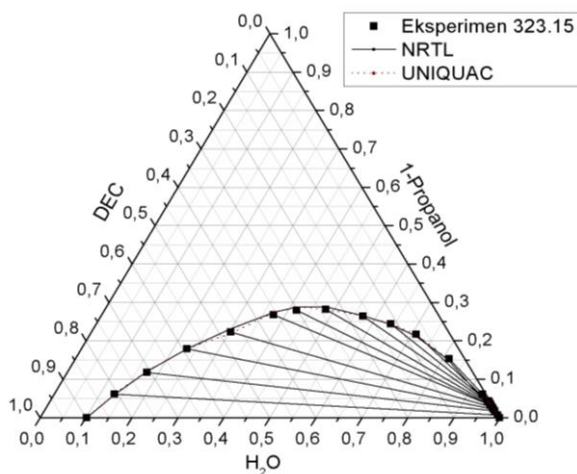
Data eksperimen hasil dari optimasi parameter *Independent* terhadap suhu kemudian diplot pada diagram terner sistem DEC + 1-Propanol + H₂O dengan menggunakan korelasi data kesetimbangan persamaan NRTL dan UNIQUAC yang selanjutnya ditunjukkan pada Gambar 4.10 hingga Gambar 4.13.



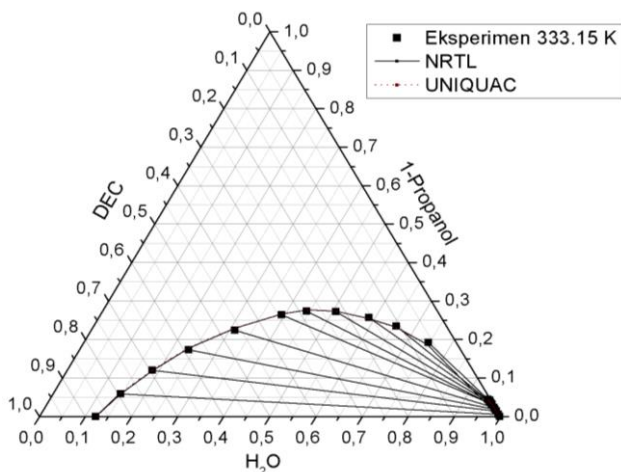
Gambar 4.10 Diagram Kesetimbangan Cair-Cair Sistem Terner DEC (1) + 1-Propanol (2) + H₂O (3) pada Suhu 303.15 K; (■) Tie Line Eksperimen ;(—) Pers. NRTL ; (- - -) Pers. UNIQUAC



Gambar 4.11 Diagram Kesetimbangan Cair-Cair Sistem Terner DEC (1) + 1-Propanol (2) + H₂O (3) pada Suhu 313.15 K; (■) Tie Line Eksperimen ;(—) Pers. NRTL ; (- - -) Pers. UNIQUAC



Gambar 4.12 Diagram Kesetimbangan Cair-Cair Sistem Ternar DEC (1) + 1-Propanol (2) + H₂O (3) pada Suhu 323.15 K; (—■—) Tie Line Eksperimen ;(—) Pers. NRTL ; (- - -) Pers. UNIQUAC



Gambar 4.13 Diagram Kesetimbangan Cair-Cair Sistem Ternar DEC (1) + 1-Propanol (2) + H₂O (3) pada Suhu 333.15 K; (—■—) Tie Line Eksperimen ;(—) Pers. NRTL ; (- - -) Pers. UNIQUAC

Berdasarkan Gambar 4.10 – Gambar 4.13, dapat dilihat bahwa persamaan NRTL dan UNIQUAC dapat merepresentasikan data kesetimbangan LLE dengan baik. Hal ini dapat juga dilihat dari nilai RMSD pada masing-masing persamaan untuk sistem DEC + 1-Propanol + H₂O menggunakan persamaan NRTL dan UNIQUAC dengan menggunakan satu data parameter independent terhadap suhu RMSD sebesar 0.40 % dan 0.37 %. Namun bila dibandingkan dengan data parameter yang *dependent* terhadap suhu menunjukkan bahwa RMSD parameter yang *independent* terhadap suhu lebih besar. Hal ini dikarenakan parameter yang dihitung pada optimasi parameter *independent* lebih beragam. Meskipun RMSD untuk parameter yang *dependent* terhadap suhu lebih kecil, namun dipilih hasil dari optimasi parameter *independent*. Alasan dari pemilihan parameter *independent* terhadap suhu ini dikarenakan penggunaannya lebih global pada semua suhu.

(Halaman ini sengaja dikosongkan)

BAB 5

KESIMPULAN

Dari hasil penelitian yang telah dilakukan dapat disimpulkan sebagai berikut :

1. Data LLE untuk sistem DEC + 1-Propanol + H₂O pada range suhu 303.15 K - 333.15 K dan tekanan atmosfer, yang diperoleh pada penelitian ini sangat akurat karena konsisten dengan korelasi Bachman-Brown dengan nilai $R^2 = 0.9997$.
2. Dari diagram ternary yang dihasilkan dapat disimpulkan untuk sistem DEC + 1-Propanol + H₂O mengikuti sistem Treybal tipe 1 pada range suhu yang diteliti.
3. Pengaruh suhu pada rentang 303.15 – 333.15 K tidak signifikan, namun pada suhu 303.15 K dan 333.15 K terhadap perubahan tie line dan kurva binodal dari sistem yang diteliti.
4. Data LLE sistem ternary DEC+ 1-Propanol + H₂O yang diteliti dapat direpresentasikan dengan baik menggunakan korelasi NRTL dan UNIQUAC dengan RMSD masing-masing 0.40 % dan 0.37 % .

(Halaman ini sengaja dikosongkan)

DAFTAR PUSTAKA

- _____. *Octane Enhancing Petrol Additives/ Products*. Duncan Seddon & Associates Pty Ltd Mount Eliza Victoria 3930 (2000).
- _____. *Outlook Energi Indonesia*. ISBN 978-602-1328-04-0 (2015).
- Chen, Y.; Wang, H.; Wang, C. *Experimental Measurements and Correlations of Liquid-Liquid Equilibria for the Ternary and Quaternary Mixtures Formed Dialkyl Carbonates at T=298.15 K*. *J. Chem. Eng. Data* 56 (2011) 929–935.
- Chen, Y.; Zhou, X.; Wen, C.; Wang, C.; Guo, J. *Liquid-Liquid Equilibria for Quaternary Systems of Water + Ethanol + Diethyl Carbonate + Methylbenzene or Heptane*. *J. Chem. Eng. Data* 59 (2014) 3635–3642.
- Choi, C.H., Reitz, R.Y. *An Experimental Study on The Effects of Oxygenated Fuel Blends and Multiple Injection Strategies on Diesel Engine Emission*. *Fuel* 78 (1999) 1303-1317.
- Crandall, J.W.; Deitzler, J. E.; Lopicak, L.A.; Poppelsdorf, F. 1987. US Patent 4663477.
- Dunn, B. C.; Guenneau, C.; Hilton, S. A.; Pahnke, J.; Eyring, E. M. *Production of Diethyl Carbonate from Ethanol and Carbon Monoxide over a Heterogeneous Catalyst*. *Energy & Fuels* 16 (2002) 177-181.
- Ginting, R.R.; Mustain, A.; Wibawa, G. *Determination of Ternary Liquid–Liquid Equilibria for Dimethyl Carbonate + 2-Methyl-1-propanol or 2-Methyl-2-propanol + Water Systems at T = 303.15 and 313.15 K*. *J. Chem. Eng. Data* 61 (2016) A-F.

- Gong, J.; Cai, J.; and Tang, C. *A Comparative Study of Emission Characteristics of Propanol Isomers/Gasoline Blends Combined with EGR*. SAE Int. J. Fuels Lubr. 7 (2014) 200-206.
- Korotney, D. *Water Phase Separation in Oxygenated Gasoline*. Corrected version of Kevin Karuse memo US. EPA (1995).
- Li, D.; Fang, W.; Xing, Y.; Guo, Y.; Lin, R. *Effects of Dimethyl or Diethyl Carbonate as an Additive on Volatility and Flash Point of an Aviation Fuel*. J. Haz. Mat 161 (2009) 1193-1201.
- Min, F.; Yao, C.; Jinghua, H. *Measurement of liquid-liquid equilibria for ternary mixtures with diethyl carbonate or methyl tert-butyl ether*. Chemical Journal on Internet 10 (2008) 48.
- Montoya, I.C.A. ; Gonzalez, J.M.; Villa, A.L. *Liquid-Liquid Equilibrium for the Water + Diethyl Carbonate + Ethanol System at Different Temperatures*. J. Chem. Eng. Data 57 (2012) 1708–1712.
- Muskat, L.E.; Strain, F. *Preparation of Carbonic Acid Esters*. US Patent 2379250 (1941).
- Pacheco, M. A.; Marshall, C. L. *Review of Dimethyl Carbonate (DMC) Manufacture and Its Characteristics as a Fuel Additive* . Energy & Fuels 11 (1997) 2-29.
- Renon, H., Prausnitz, J.M. *Local Compositions in Thermodynamic Excess Functions for Liquid Mixtures*. AIChE Journal 14 (1968) 135-144.
- Ryu, J. Y. *Process for Making Dialkyl Carbonates*. US Patent 5902894 (1999).

- Song, J.; Cheenkachorn, K.; Wang, J.; Perez, J.; Boehman, A. L. *Effect of Oxygenated Fuel on Combustion and Emissions in a Light-Duty Turbo Diesel Engine*. Energy & Fuels 16 (2002) 294-301.
- Tomishige, K.; Sakaihor, T.; Ikeda, Y.; Fujimoto, K. *A Novel Method of Synthesis of Dimethyl Carbonate from Methanol and Carbon Dioxide Catalyzed by Zirconia*. Catalysis Letters 58 (1999) 225-229.
- Torre, J. D.; Cháfer, A.; Berna, A.; Muñoz, R. *Liquid-Liquid Equilibria of the System Dimethyl Carbonate + Methanol + Water at Different Temperatures*. J. Fluid 247 (2006) 40-46.
- Urano, Y.; Kirishiki, M.; Onda, Y.; Tsuneki, H. 1993. *Process for Preparing Dialkyl Carbonates*. US Patent 5430170.
- Zeng, J.; Chen, Y.; Zhou, X.; Wen, C. *Ternary (liquid+liquid) equilibria for (water + 1-propanol + dimethyl carbonate, or diethyl carbonate) systems at several temperatures*. J. Chem. Thermodynamics 63 (2013) 116-122.

(Halaman ini sengaja dikosongkan)

DAFTAR NOTASI

a_{ij}	= Parameter aktivitas campuran biner (j/mol)
f_i	= Fugasitas komponen murni i
G, g	= Energi Gibbs molar
G^E	= Energi Gibbs excess
j	= Parameter Persamaan UNIQUAC
K	= Konstanta kesetimbangan
l	= Parameter Persamaan UNIQUAC
n	= Jumlah mol
P	= Tekanan absolut (kPa)
P_i^{sat}	= Tekanan uap jenuh komponen I (kPa)
q	= Luas permukaan molekular pada persamaan UNIQUAC
R	= Konstanta gas ideal ($8.314 \text{ J} \cdot \text{mol}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$)
r	= Volume molekular pada persamaan UNIQUAC
T	= Temperatur (K)
V_i	= Volum molar komponen I (cm^3/mol)
x_i	= Fraksi mol komponen fase liquida pada kesetimbangan
z	= Fraksi mol <i>overall</i> komponen
RMSD	= Root Mean Square Deviation

Huruf Greek

α	= <i>Non-Randomness Factor</i> , Parameter untuk persamaan NRTL
β	= Split Fraction
γ	= Koefisien aktivitas
θ	= <i>Area fraction</i>
ϕ	= Koefisien fugasitas
Σ	= Notasi Penjumlahan
τ	= Konstanta empiris untuk persamaan NRTL dan UNIQUAC

Superscript

C	= <i>Combinatorial</i>
E	= Ekses
L	= Liquida
S	= <i>Saturated</i>
V	= Fase uap
R	= Residual
0	= Keadaan standar
-	= Properti parsial
^	= Properti dalam larutan

Subscript

i, j, k, l	= Komponen dalam campuran
e	= Kondisi kesetimbangan
m	= Pencampuran (mixing)

APENDIKS

1. Perhitungan Mol Masing-Masing Komponen Dalam Sampel

Diambil contoh perhitungan sampel LLE sistem terner DEC+ 1-Propanol + H₂O pada suhu 303.15 K.

Diketahui :

- Densitas DEC = 0.975 g/ml
- Densitas 1-Propanol = 0.803 g/ml
- Densitas H₂O = 1 g/ml
- BM DEC = 118.13 g/mol
- BM 1-Propanol = 60.1 g/mol
- BM H₂O = 18.0153 g/mol
- Massa DEC = 6.0514 g
- Massa 1-Propanol = 12.3149 g
- Massa H₂O = 18.4573 g

Perhitungan mol komponen pada titik ke-1 sebagai contoh :

$$\begin{aligned}\text{Mol DEC (n}_1\text{)} &= \frac{\text{massa DEC}}{\text{BM DEC}} \\ &= \frac{6.0514}{118.13} \\ &= 0.0512 \text{ mol}\end{aligned}$$

Dengan cara yang sama didapatkan mol 1-Propanol (n₂) dan mol H₂O (n₃), yaitu:

$$n_2 = 0.2049 \text{ mol}$$

$$n_3 = 1.0245 \text{ mol}$$

Menghitung fraksi mol overall (z_i) untuk masing-masing komponen dalam sampel:

$$\begin{aligned}\text{Mol total (n}_{\text{total}}\text{)} &= n_1 + n_2 + n_3 \\ &= 0.0512 \text{ mol} + 0.2049 \text{ mol} + 1.0245 \text{ mol} \\ &= 1.2806 \text{ mol}\end{aligned}$$

$$Z \text{ DEC (z}_1\text{)} = \frac{n_1}{n_{\text{total}}} = \frac{0.0512 \text{ mol}}{1.2806 \text{ mol}} = 0.0399$$

Dengan cara yang sama diperoleh z untuk masing-masing komponen dalam setiap sampel yang kemudian akan digunakan

untuk menghitung kesetimbangan dengan model NRTL dan UNIQUAC.

2. Hasil analisa eksperimen dengan menggunakan *Gas Chromatography* (GC)

Sampel-sampel dari percobaan yang telah dilakukan selanjutnya dianalisa dengan menggunakan *Gas Chromatography* (GC) agar komposisi tiap-tiap komponen dapat diketahui. Berikut ini merupakan prosedur yang digunakan untuk memperoleh komposisi tiap sampel menggunakan *Gas Chromatography* (GC) :

a. Perhitungan Kurva Kalibrasi

Kurva Kalibrasi menggunakan metode kalibrasi biner. Sebagai contoh digunakan perhitungan kalibrasi single DEC sebagai berikut:

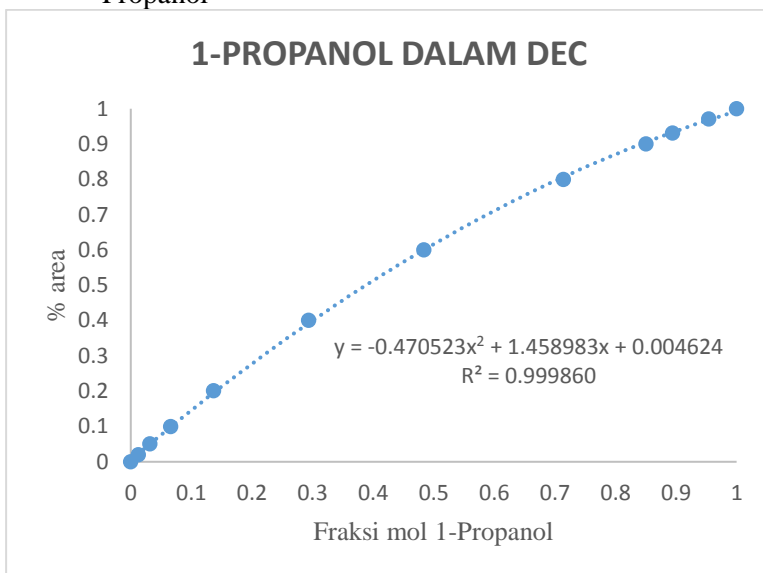
- Membuat pasangan larutan biner DEC + 1-Propanol dan 1-Propanol + H₂O dengan komposisi sebagai berikut :

No.	Fraksi mol		Fraksi mol	
	Dec	1-Propanol	1-Propanol	H ₂ O
1	0	1	1	0
2	0.03	0.97	0.97	0.03
3	0.07	0.93	0.93	0.07
4	0.1	0.9	0.9	0.1
5	0.2	0.8	0.8	0.2
6	0.4	0.6	0.6	0.4
7	0.6	0.4	0.4	0.6
8	0.8	0.2	0.2	0.8
9	0.9	0.1	0.1	0.9
10	0.95	0.05	0.05	0.95
11	0.98	0.02	0.02	0.98
12	1	0	0	1

- Menginjeksikan masing-masing dari pasangan biner tersebut pada Gas Chromatography sebanyak 1 μ L

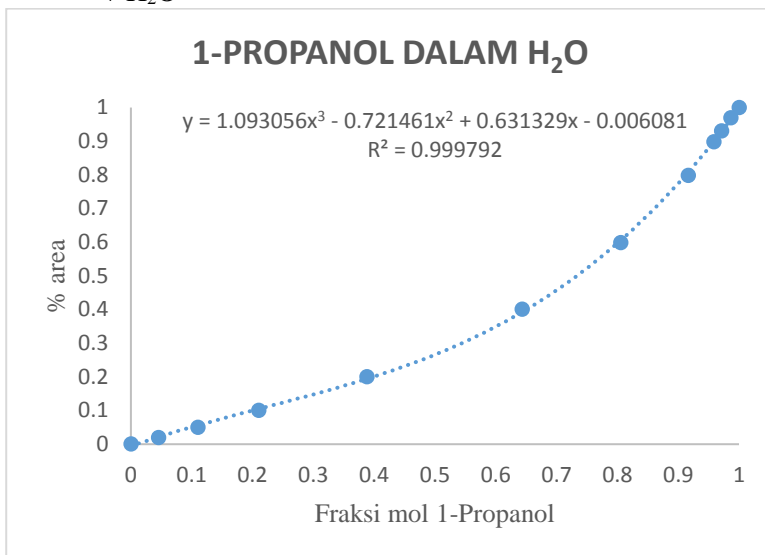
- Dari hasil analisa Gas Chromatography didapatkan area dan retention time
- Membuat kurva kalibrasi biner untuk mendapatkan persamaan regresi dengan cara memplot fraksi mol 1-Propanol dari masing-masing larutan biner tersebut terhadap % Area dengan data sebagai berikut :

❖ Kurva kalibrasi 1-Propanol dalam larutan biner DEC + 1-Propanol



Gambar A.1 Kurva Kalibrasi 1-Propanol dalam DEC

- ❖ Kurva kalibrasi 1-Propanol dalam larutan biner 1-Propanol + H₂O



Gambar A.2 Kurva Kalibrasi 1-Propanol dalam H₂O

b. Perhitungan Komposisi Eksperimen

- Menginjeksikan sampel fase organik dan fase aqueous ke dalam Gas Chromatography sebanyak 1 μ L
- Dari hasil analisa Gas Chromatography didapatkan area masing-masing komponen
- Mensubstitusi fraksi area 1-Propanol ke persamaan regresi hasil dari kalibrasi untuk mendapatkan fraksi mol 1-Propanol dalam larutan biner.

Tabel A.1 Hasil Perhitungan Komposisi Sampel 3 Fase Organik
DEC + 1-Propanol + H₂O pada Temperatur 303.15 K
Titik Ke-1 Berdasarkan Pasangan Binernya

Komponen	Area	Kurva 1-Propanol dalam DEC		Kurva 1-Propanol dalam H ₂ O	
		% Area	Fraksi mol	% Area	Fraksi mol
DEC	53940.4	0.3437	0.2405	-	-
1-Propanol	134181.3	0.6563	0.7595	0.5789	0.3455
H ₂ O	190433.4	-	-	0.4211	0.6545
Total		1	1	1	1

➤ Menghitung fraksi mol sistem terner berdasarkan fraksi mol pasangan biner yang telah dihitung seperti pada Tabel A.1 dengan cara :

- x_{1-prop} = Fraksi mol 1-Propanol dalam DEC x fraksi mol 1-Propanol dalam H₂O
- x_{DEC} = Fraksi mol DEC x fraksi mol 1-Propanol dalam H₂O
- x_{H_2O} = Fraksi mol H₂O x fraksi mol 1-Propanol dalam DEC

Sehingga diperoleh hasil sebagai berikut :

Tabel A.2 Hasil Perhitungan Komposisi Sampel 3 Fase Organik
DEC + 1-Propanol + H₂O pada Temperatur 303.15 K Titik Ke-1

Komponen	Fraksi Mol	
	Terner	Normalisasi
DEC	0.0368	0.0437
1-Propanol	0.1529	0.1815
H ₂ O	0.6530	0.7748
Total	0.8427	1

3. Menghitung Parameter NRTL

Untuk mencari parameter NRTL kita tentukan terlebih dahulu nilai $\alpha = 0.2 - 0.47$. Setelah itu diambil nilai awal harga parameter yang akan ditrial, antara lain a_{ij} dan a_{ji} yang akan digunakan menghitung τ_{ij} dan τ_{ji} dengan persamaan sebagai berikut:

$$\tau_{ij} = \frac{a_{ij}}{RT} \quad (1)$$

$$\tau_{ji} = \frac{a_{ji}}{RT} \quad (2)$$

Setelah didapatkan τ_{ij} dan τ_{ji} , maka langkah selanjutnya adalah menghitung G_{ij} dan G_{ji} :

$$G_{ij} = \exp(-\alpha\tau_{ij}) \quad (3)$$

$$G_{ji} = \exp(-\alpha\tau_{ji}) \quad (4)$$

Dimana:

$$\tau_{ii} = 0$$

$$G_{ii} = 1$$

Kemudian parameter-parameter tersebut digunakan untuk menghitung γ_i :

$$\ln \gamma_i = \frac{\sum_j^N \tau_{ji} G_{ji} x_j}{\sum_k^N G_{ki} x_k} + \sum_j^N \frac{G_{ij} x_j}{\sum_k^N G_{kj} x_k} \left(\tau_{ij} - \frac{\sum_k^N x_k \tau_{kj} G_{kj}}{\sum_k^N G_{kj} x_k} \right) \quad (5)$$

Kemudian menghitung nilai objective function (F1):

$$F1(\gamma_i^a, \gamma_i^b, X_i^a, X_i^b) = (\ln \gamma_i^a - \ln \gamma_i^b) - \ln \frac{X_i^b}{X_i^a} \quad (6)$$

Selanjutnya melakukan iterasi untuk meminimalkan nilai F1 dengan mengganti parameter a_{ij} dan a_{ji} . Kemudian menghitung nilai K_i :

$$\text{Neraca Massa Total} \quad : F_i = L^a + L^b$$

$$\text{Neraca Massa Komponen} \quad : F_i Z_i = L^a X_1^a + L^b X_1^b$$

$$L^b = F_i - L^a$$

$$F_i Z_i = L^a X_1^a + (F_i - L^a) X_1^b$$

Dibagi dengan F_i akan menghasilkan persamaan:

$$Z_i = \frac{L^a}{F_i} X_1^a + \left(1 - \frac{L^a}{F_i}\right) X_1^b$$

Dimana $\beta = \frac{L^a}{F_i}$ dan $K_i = \frac{X_i^a}{X_i^b} = \frac{\gamma_i^b}{\gamma_i^a}$

Sehingga :

$$Z_i = \beta X_i^a + (1-\beta)X_i^b$$

Maka diperoleh perhitungan fraksi mol:

$$X_i^b = \frac{Z_i - \beta X_i^a}{1-\beta} \quad (7)$$

$$X_3^a = 1 - \sum_{i=1}^2 x_i^a \quad (8)$$

$$X_3^b = 1 - \sum_{i=1}^2 x_i^b \quad (9)$$

Kemudian menghitung nilai objective function (F2):

$$F2(x^a, x^b, \beta) = \sum_{i=1}^3 \frac{(K_i-1)z_i}{(K_i-1)\beta+1} \quad (10)$$

Dan juga harus memenuhi syarat :

$$\frac{x_i^a}{x_i^b} - \frac{\gamma_i^b}{\gamma_i^a} = 0 \quad (11)$$

Nilai β , x_1^a dan x_2^a pada persamaan di atas dittrial sehingga untuk mendapat nilai β , x_1^a dan x_2^a yang sesuai dilakukan *solver* dengan meminimalkan nilai *objective function* (F2).

4. Menghitung Parameter UNIQUAC

Untuk menghitung parameter UNIQUAC, yang akan dicari adalah u_{ij} dan u_{ji} dimana data ini kemudian digunakan untuk menghitung τ_{ij} dan τ_{ji} dengan persamaan sebagai berikut:

$$\tau_{ij} = \exp\left(-\frac{u_{ij}}{RT}\right) \quad (12)$$

$$\tau_{ji} = \exp\left(-\frac{u_{ji}}{RT}\right) \quad (13)$$

Kemudian dihitung nilai l_i , r_i , dan q_i dimana r_i adalah parameter volume komponen i dan q_i adalah parameter luasan komponen i.

$$l_i = \frac{z}{2}(r_i - q_i) - (r_i - 1) \quad (14)$$

$$\varphi_i = \frac{x_i r_i}{\sum_j x_j r_j} \quad (15)$$

$$\theta_i = \frac{x_i q_i}{\sum_j x_j q_j} \quad (16)$$

Setelah didapatkan harga-harga parameter diatas, langkah selanjutnya adalah menghitung nilai γ_i dengan persamaan:

$$\ln \gamma_i = \ln \frac{\varphi_i}{x_i} + \frac{z}{2} q_i \ln \frac{\theta_i}{\varphi_i} + l_i - \frac{\varphi_i}{x_i} \sum_j^N x_j l_j - q_i \ln \left(\sum_j^N \theta_j \tau_{ji} \right) + q_i - q_i \sum_j^N \frac{\theta_j \tau_{ij}}{\sum_k^N \theta_k \tau_{kj}} \quad (17)$$

Dimana nilai $z=10$

Kemudian menghitung nilai F :

$$F1(\gamma_i^a, \gamma_i^b, X_i^a, X_i^b) = (\ln \gamma_i^a - \ln \gamma_i^b) - \ln \frac{X_i^b}{X_i^a} \quad (18)$$

Selanjutnya adalah meminimalkan nilai F untuk mendapatkan parameter yang sesuai. Kemudian menghitung nilai K_i :

Neraca Massa Total : $F_i = L^a + L^b$

Neraca Massa Komponen : $F_i Z_i = L^a X_1^a + L^b X_1^b$

$$L^b = F_i - L^a$$

$$F_i Z_i = L^a X_1^a + (F_i - L^a) X_1^b$$

Dibagi dengan F_i akan menghasilkan persamaan :

$$Z_i = \frac{L^a}{F_i} X_1^a + \left(1 - \frac{L^a}{F_i}\right) X_1^b$$

$$\text{Dimana } \beta = \frac{L^a}{F_i} \text{ dan } K_i = \frac{X_1^a}{X_1^b} = \frac{\gamma_i^b}{\gamma_i^a}$$

Sehingga :

$$Z_i = \beta X_1^a + (1 - \beta) X_1^b$$

Maka diperoleh perhitungan fraksi mol:

$$X_1^b = \frac{Z_i - \beta X_1^a}{1 - \beta} \quad (19)$$

$$X_3^a = 1 - \sum_{i=1}^2 x_i^a \quad (20)$$

$$X_3^b = 1 - \sum_{i=1}^2 x_i^b \quad (21)$$

Kemudian menghitung nilai objective function (F2):

$$F2(x^a, x^b, \beta) = \sum_{i=1}^3 \frac{(K_i - 1) z_i}{(K_i - 1) \beta + 1} \quad (22)$$

Dan juga harus memenuhi syarat :

$$\frac{x_i^a}{x_i^b} - \frac{\gamma_i^b}{\gamma_i^a} = 0 \quad (23)$$

Nilai β , x_1^a dan x_2^a pada persamaan di atas ditrial sehingga untuk mendapat nilai β , x_1^a dan x_2^a yang sesuai dilakukan *solver* dengan meminimalkan nilai *objective function* (F2).

5. Perhitungan Deviasi Hasil Percobaan dengan Hasil Perhitungan

Setelah mendapatkan komposisi kesetimbangan masing-masing komponen, langkah selanjutnya yaitu mengevaluasi hasil *fitting* parameter dengan menggunakan perhitungan deviasi, dalam hal ini adalah *root mean square deviations* (RMSD). Persamaannya sebagai berikut:

$$OF = \sum_{n=1}^N [x_{ijk} - x_{ijk}^{cal}]^2 \quad (24)$$

Dimana n adalah jumlah tie line; i, j, dan k adalah komponen, fase, dan tie line. Setelah itu menghitung nilai RMSD dengan persamaan,

$$RMSD = \sqrt{\frac{\sum_{n=1}^N [x_{ijk} - x_{ijk}^{cal}]^2}{6n}} \quad (25)$$

6. Contoh Perhitungan

a. Perhitungan Menggunakan Persamaan NRTL

Berikut adalah contoh perhitungan prediksi kesetimbangan dengan model NRTL untuk sampel DEC + 1-Propanol + H₂O pada suhu 303.15 K. Diketahui dari data eksperimen:

T(K)	Organic Phase			Aqueous Phase		
	X ₁	X ₂	X ₃	X ₁	X ₂	X ₃
303.15	0.0437	0.1815	0.7748	0.0053	0.0566	0.9381
	0.0805	0.2321	0.6874	0.0040	0.0457	0.9503
	0.1289	0.2589	0.6122	0.0032	0.0411	0.9556
	0.1846	0.2787	0.5367	0.0029	0.0387	0.9584
	0.2575	0.2899	0.4526	0.0032	0.0361	0.9607
	0.3280	0.2827	0.3894	0.0027	0.0320	0.9654
	0.3815	0.2684	0.3502	0.0026	0.0336	0.9638
	0.5084	0.2243	0.2673	0.0024	0.0315	0.9661
	0.6403	0.1666	0.1931	0.0023	0.0253	0.9724
	0.7431	0.1122	0.1447	0.0025	0.0211	0.9764
	0.8398	0.0549	0.1053	0.0017	0.0093	0.9890
	0.9155	0.0000	0.0845	0.0027	0.0000	0.9973

ditetapkan harga $\alpha = 0.3$; $T = 303.15$ K.

Langkah pertama yaitu trial harga a_{ij} dan a_{ji} sehingga didapatkan nilai τ_{ij} dan τ_{ji} dengan persamaan (1) dan (2) sehingga diperoleh :

Komponen	τ_{ij}	τ_{ji}
1 - 2	0.5770	0.8704
1 - 3	10.2537	5.2146
2 - 3	0.4892	2.7375

Langkah selanjutnya adalah menghitung G_{ij} dan G_{ji} dengan persamaan (3) dan (4) sehingga diperoleh :

Komponen	G_{ij}	G_{ji}
1 - 2	0.841060303	0.77018578
1 - 3	0.046138207	0.209216053
2 - 3	0.863494903	0.439877313

Setelah didapatkan harga parameter di atas, kemudian menghitung $\ln \gamma_i$ dengan menggunakan persamaan (5) sehingga diperoleh :

Organic Phase			Aqueous Phase		
$\ln \gamma_1^a$	$\ln \gamma_2^a$	$\ln \gamma_3^a$	$\ln \gamma_1^b$	$\ln \gamma_2^b$	$\ln \gamma_3^b$
6.1030	2.4450	0.0374	3.9241	1.1824	0.3118
6.3238	2.5822	0.0249	3.1712	0.8225	0.4793
6.4282	2.6455	0.0203	2.6397	0.6354	0.5993
6.4819	2.6784	0.0181	2.2260	0.5278	0.7117
6.5171	2.7040	0.0159	1.8559	0.4785	0.8266
6.6098	2.7611	0.0126	1.6173	0.4947	0.8958
6.5836	2.7431	0.0138	1.4861	0.5315	0.9310
6.6291	2.7713	0.0122	1.2535	0.6496	1.0367
6.7473	2.8485	0.0080	1.0831	0.7998	1.2434
6.8150	2.8952	0.0058	0.9934	0.9338	1.5524
7.0821	3.0627	0.0012	0.9347	1.0677	2.1314
7.2257	3.1653	0.0000	0.9551	1.1783	2.8453

Selanjutnya meminimalkan nilai F1 dengan persamaan (6) sehingga didapatkan parameter interaksi a_{ij} dan a_{ji} yang sesuai yaitu :

i-j	a_{ij}	a_{ji}
1-2	-126.7407	825.4505
1-3	6070.881	2908.554
2-3	299.8016	1467.386

Kemudian menghitung K_i pada titik ke-1 sebagai contoh :

$$K_i = \frac{\gamma_i^b}{\gamma_i^a}$$

$$K_1 = 0.1132$$

Dengan cara yang sama didapatkan:

$$K_2 = 0.2829$$

$$K_3 = 1.3158$$

Dari data awal diketahui:

$$z_1 = 0.0399$$

$$z_2 = 0.1600$$

$$z_3 = 0.8001$$

Kemudian melakukan trial nilai β , x_1^a dan x_2^a dan menghitung komposisi kesetimbangan dengan perhitungan pada persamaan (7), (8) dan (9). Setelah dilakukan solver untuk mendapatkan nilai minimal F2 dan memenuhi syarat persamaan (11) dengan mengganti β , x_1^a dan x_2^a dan didapatkan komposisi kesetimbangan titik ke-1 yaitu :

Organic Phase			Aqueous Phase		
x_1^a cal	x_2^a cal	x_3^a cal	x_1^b cal	x_2^b cal	x_3^b cal
0.0053	0.0512	0.9436	0.0466	0.1808	0.7726

- b. Perhitungan Deviasi Hasil Percobaan dengan Hasil Perhitungan NRTL

Untuk menghitung nilai objection function (OF) dengan memasukkan data eksperimen:

Organic Phase			Aqueous Phase		
x_1	x_2	x_3	x_1	x_2	x_3
0.04370	0.1814	0.7748	0.00529	0.05656	0.93814
9	7	2	1	9	

Dan data hasil perhitungan:

Organic Phase			Aqueous Phase		
x_1^a cal	x_2^a cal	x_3^a cal	x_1^b cal	x_2^b cal	x_3^b cal
0.0053	0.0512	0.9436	0.0466	0.1808	0.7726

Menggunakan persamaan:

$$OF = \sum_{n=1}^N [x_{ijk} - x_{ijk}^{cal}]^2$$

Setelah mendapatkan parameter, langkah selanjutnya yaitu menghitung RMSD dengan menggunakan persamaan:

$$RMSD = \sqrt{\frac{\sum_{n=1}^N [x_{ijk} - x_{ijk}^{cal}]^2}{6n}}$$

Perhitungan OF dan RMSD dilakukan pada seluruh titik, sehingga didapatkan harga RMSD sebesar 0.72 %.

c. Perhitungan Menggunakan Persamaan UNIQUAC

Berikut adalah contoh perhitungan prediksi kesetimbangan dengan model NRTL untuk sampel DEC + 1-Propanol + H₂O pada suhu 303.15 K. Diketahui dari data eksperimen:

T(K)	Organic Phase			Aqueous Phase		
	X ₁	X ₂	X ₃	X ₁	X ₂	X ₃
303.15	0.0437	0.1815	0.7748	0.0053	0.0566	0.9381
	0.0805	0.2321	0.6874	0.0040	0.0457	0.9503
	0.1289	0.2589	0.6122	0.0032	0.0411	0.9556
	0.1846	0.2787	0.5367	0.0029	0.0387	0.9584
	0.2575	0.2899	0.4526	0.0032	0.0361	0.9607
	0.3280	0.2827	0.3894	0.0027	0.0320	0.9654
	0.3815	0.2684	0.3502	0.0026	0.0336	0.9638
	0.5084	0.2243	0.2673	0.0024	0.0315	0.9661
	0.6403	0.1666	0.1931	0.0023	0.0253	0.9724
	0.7431	0.1122	0.1447	0.0025	0.0211	0.9764
	0.8398	0.0549	0.1053	0.0017	0.0093	0.9890
	0.9155	0.0000	0.0845	0.0027	0.0000	0.9973

Ditetapkan harga R=8.314 j/mol.K; T=303.15 K

Langkah pertama yaitu trial harga u_{ij} dan u_{ji} sehingga didapatkan nilai τ_{ij} dan τ_{ji} dengan persamaan (12) dan (13) sehingga diperoleh :

Komponen	τ_{ij}	τ_{ji}
1 - 2	0.7672	0.7005
1 - 3	0.3413	0.4620
2 - 3	1.0129	0.6463

Diketahui data parameter luasan dan volume:

Komponen	r	q
DEC	4.41	3.9
1-Propanol	2.78	2.51
H ₂ O	0.92	1.4

Kemudian dihitung nilai l_i , φ_i , dan θ_i menggunakan persamaan (14), (15), dan (16).

Organic Phase			Aqueous Phase		
$\varphi 1^a$	$\varphi 2^a$	$\varphi 3^a$	$\varphi 1^b$	$\varphi 2^b$	$\varphi 3^b$
0.0224	0.1507	0.8270	0.1367	0.3578	0.5055
0.0173	0.1246	0.8581	0.2175	0.3952	0.3874
0.0142	0.1134	0.8724	0.3070	0.3888	0.3042
0.0128	0.1074	0.8798	0.3908	0.3721	0.2371
0.0140	0.1005	0.8855	0.4815	0.3418	0.1766
0.0119	0.0899	0.8982	0.5584	0.3033	0.1383
0.0116	0.0942	0.8942	0.6116	0.2713	0.1171
0.0107	0.0888	0.9005	0.7206	0.2004	0.0790
0.0103	0.0721	0.9176	0.8150	0.1337	0.0513
0.0115	0.0606	0.9279	0.8804	0.0838	0.0358
0.0080	0.0274	0.9646	0.9369	0.0386	0.0245
0.0129	0.0000	0.9871	0.9811	0.0000	0.0189

Langkah selanjutnya adalah menghitung $\ln \gamma_i$ untuk fase atas dan bawah dengan menggunakan persamaan (17) didapatkan:

Organic Phase			Aqueous Phase		
$\ln \gamma_1^a$	$\ln \gamma_2^a$	$\ln \gamma_1^a$	$\ln \gamma_2^a$	$\ln \gamma_1^a$	$\ln \gamma_2^a$
5.2946	2.3988	-0.0474	3.2729	1.2204	0.0468
5.4838	2.5246	-0.0425	2.4919	0.8657	0.1778
5.5746	2.5829	-0.0404	1.8845	0.6648	0.3384
5.6207	2.6131	-0.0390	1.4105	0.5434	0.5136
5.6468	2.6364	-0.0363	0.9926	0.4802	0.7271
5.7260	2.6889	-0.0335	0.7141	0.4827	0.9187
5.7055	2.6724	-0.0351	0.5532	0.5083	1.0573
5.7441	2.6984	-0.0336	0.2852	0.6050	1.3723
5.8403	2.7691	-0.0276	0.1183	0.7376	1.6861
5.8930	2.8119	-0.0229	0.0383	0.8567	1.9266
6.1157	2.9665	-0.0104	-0.0081	0.9774	2.1527
6.2239	1.5227	0.0029	-0.0334	0.7180	2.3330

Selanjutnya meminimalkan nilai F1 dengan persamaan (18) sehingga didapatkan parameter interaksi u_{ij} dan u_{ji} yang sesuai yaitu :

i-j	a_{ij}	a_{ji}
1-2	105.0845	95.9426
1-3	331.5586	222.1216
2-3	-7.2472	139.8682

Kemudian menghitung K_{i2} pada titik ke-1 sebagai contoh :

$$K_i = \frac{\gamma_i^b}{\gamma_i^a}$$

$$K_1 = 0.1324$$

Dengan cara yang sama didapatkan:

$$K_2 = 0.3078$$

$$K_3 = 1.0988$$

Dari data awal diketahui:

$$z_1 = 0.0399$$

$$z_2 = 0.1600$$

$$z_3 = 0.8001$$

Kemudian melakukan trial nilai β , x_1^a dan x_2^a dan menghitung komposisi kesetimbangan dengan perhitungan persamaan (19), (20) dan (21). Setelah dilakukan solver untuk mendapatkan nilai minimal F2 dan memenuhi syarat persamaan (23) dengan mengganti β , x_1^a dan x_2^a dan didapatkan komposisi kesetimbangan titik ke-1 yaitu :

Organic Phase			Aqueous Phase		
x_1^a cal	x_2^a cal	x_3^a cal	x_1^b cal	x_2^b cal	x_3^b cal
0.0060	0.0556	0.9384	0.0450	0.1807	0.7743

d. Perhitungan Deviasi Hasil Percobaan dengan Hasil Perhitungan UNIQUAC

Untuk menghitung nilai objection function (OF) dengan memasukkan data eksperimen:

Organic Phase			Aqueous Phase		
x_1	x_2	x_3	x_1	x_2	x_3
0.04370	0.1814	0.7748	0.00529	0.05656	0.9381
9	7	2	1	9	4

Dan data hasil perhitungan

Organic Phase			Aqueous Phase		
x_1^a cal	x_2^a cal	x_3^a cal	x_1^b cal	x_2^b cal	x_3^b cal
0.0060	0.0556	0.9384	0.0450	0.1807	0.7743

Menggunakan persamaan

$$OF = \sum_{n=1}^N [x_{ijk} - x_{ijk}^{cal}]^2$$

Setelah mendapatkan parameter, langkah selanjutnya yaitu menghitung RMSD dengan menggunakan persamaan:

$$RMSD = \sqrt{\frac{\sum_{n=1}^N [x_{ijk} - x_{ijk}^{cal}]^2}{6n}}$$

Perhitungan OF dan RMSD dilakukan pada seluruh titik, sehingga didapatkan harga RMSD sebesar 0.61 %.

(Halaman ini sengaja dikosongkan)

LAMPIRAN

1. RMSD NRTL sistem DEC (1) + 1-Propanol (2) + H₂O (3) pada temperatur 303.15 K

No.	Fase	Eksperimen (x_i^{exp})			Perhitungan (x_i^{cal})			Perhitungan ($x_i^{\text{exp}} - x_i^{\text{cal}}$) ²		
		x_1	x_2	x_3	x_1	x_2	x_3	DEC	I-PROP	H ₂ O
1	Aqueous	0.0053	0.0566	0.9381	0.0053	0.0507	0.9440	1.368E-05	3.409E-01	3.452E-01
	Organik	0.0437	0.1815	0.7748	0.0466	0.1809	0.7725	8.584E-02	3.503E-03	5.466E-02
2	Aqueous	0.0040	0.0457	0.9503	0.0036	0.0394	0.9570	1.643E-03	3.903E-01	4.426E-01
	Organik	0.0805	0.2321	0.6874	0.0838	0.2305	0.6857	1.075E-01	2.420E-02	2.970E-02
3	Aqueous	0.0032	0.0411	0.9556	0.0029	0.0350	0.9621	1.349E-03	3.704E-01	4.164E-01
	Organik	0.1289	0.2589	0.6122	0.1263	0.2618	0.6119	6.730E-02	8.328E-02	8.511E-04
4	Aqueous	0.0029	0.0387	0.9584	0.0026	0.0333	0.9641	1.225E-03	2.877E-01	3.264E-01
	Organik	0.1846	0.2787	0.5367	0.1782	0.2851	0.5367	4.017E-01	4.105E-01	4.791E-05
5	Aqueous	0.0032	0.0361	0.9607	0.0024	0.0332	0.9644	6.400E-03	8.304E-02	1.355E-01
	Organik	0.2575	0.2899	0.4526	0.2443	0.3037	0.4521	1.744E+00	1.893E+00	3.067E-03
6	Aqueous	0.0027	0.0320	0.9654	0.0022	0.0320	0.9658	2.481E-03	7.307E-05	1.702E-03
	Organik	0.3280	0.2827	0.3894	0.3087	0.3042	0.3871	3.702E+00	4.625E+00	5.126E-02
7	Aqueous	0.0026	0.0336	0.9638	0.0023	0.0319	0.9657	6.523E-04	2.780E-02	3.697E-02
	Organik	0.3815	0.2684	0.3502	0.3670	0.2861	0.3469	2.082E+00	3.139E+00	1.081E-01
8	Aqueous	0.0024	0.0315	0.9661	0.0024	0.0296	0.9680	1.998E-05	3.793E-02	3.621E-02
	Organik	0.5084	0.2243	0.2673	0.4964	0.2414	0.2622	1.426E+00	2.925E+00	2.663E-01
9	Aqueous	0.0023	0.0253	0.9724	0.0023	0.0245	0.9732	2.513E-05	6.136E-03	5.375E-03
	Organik	0.6403	0.1666	0.1931	0.6283	0.1859	0.1858	1.436E+00	3.715E+00	5.314E-01
10	Aqueous	0.0025	0.0211	0.9764	0.0024	0.0175	0.9801	2.528E-04	1.274E-01	1.390E-01
	Organik	0.7431	0.1122	0.1447	0.7374	0.1223	0.1403	3.201E-01	1.009E-01	1.923E-01
11	Aqueous	0.0017	0.0093	0.9890	0.0020	0.0086	0.9895	5.581E-04	5.405E-03	2.489E-03
	Organik	0.8398	0.0549	0.1053	0.8359	0.0621	0.1019	1.476E-01	5.253E-01	1.160E-01
12	Aqueous	0.0027	0.0000	0.9973	0.0019	0.0000	0.9981	6.463E-03	0.0000E+00	6.463E-03
	Organik	0.9155	0.0000	0.0845	0.9155	0.0000	0.0845	1.501E-07	0.0000E+00	1.501E-07

RMSD = 0.69%

2. RMSD NRTL sistem DEC (1) + 1-Propanol (2) + H₂O (3) pada temperatur 313.15 K

No.	Fase	Eksperimen (X_i^{exp})			Perhitungan (X_i^{calc})			$(X_i^{exp} - X_i^{calc})^2$	
		X_1	X_2	X_3	X_1	X_2	X_3	1-Propanol	H ₂ O
1	Aqueous	0.0059	0.0530	0.9411	0.0056	0.0519	0.9425	8.310E-03	1.125E-02
	Organic	0.0414	0.1765	0.7821	0.0446	0.1745	0.7809	1.027E+00	3.839E-02
2	Aqueous	0.0042	0.0440	0.9518	0.0041	0.0412	0.9547	1.379E-03	7.743E-02
	Organic	0.0735	0.2208	0.7056	0.0785	0.2175	0.7041	2.460E+00	1.137E-01
3	Aqueous	0.0034	0.0394	0.9572	0.0031	0.0362	0.9607	9.527E-03	1.021E-01
	Organic	0.1253	0.2555	0.6192	0.1241	0.2570	0.6190	1.547E-01	2.085E-02
4	Aqueous	0.0030	0.0372	0.9598	0.0028	0.0340	0.9632	3.837E-03	1.049E-01
	Organic	0.1769	0.2759	0.5473	0.1741	0.2787	0.5472	7.402E-01	8.036E-02
5	Aqueous	0.0029	0.0355	0.9616	0.0025	0.0337	0.9638	1.327E-02	3.386E-02
	Organic	0.2514	0.2900	0.4586	0.2418	0.3001	0.4582	9.349E+00	1.021E-04
6	Aqueous	0.0029	0.0310	0.9661	0.0023	0.0322	0.9655	3.495E-03	1.439E-02
	Organic	0.3145	0.2826	0.4030	0.3011	0.2974	0.4015	1.772E-04	2.191E-04
7	Aqueous	0.0027	0.0319	0.9654	0.0024	0.0315	0.9661	5.911E-03	2.166E-03
	Organic	0.3652	0.2688	0.3660	0.3561	0.2799	0.3640	8.244E+00	1.223E-04
8	Aqueous	0.0026	0.0299	0.9675	0.0025	0.0288	0.9687	1.554E-04	1.294E-02
	Organic	0.4837	0.2270	0.2893	0.4775	0.2358	0.2867	3.833E+00	7.741E-01
9	Aqueous	0.0022	0.0226	0.9752	0.0023	0.0233	0.9744	1.601E-03	4.698E-03
	Organic	0.6081	0.1759	0.2159	0.6033	0.1835	0.2132	2.298E+00	5.753E-01
10	Aqueous	0.0030	0.0178	0.9793	0.0023	0.0170	0.9807	3.997E-02	6.898E-03
	Organic	0.7182	0.1181	0.1637	0.7163	0.1213	0.1623	3.285E-01	1.028E-01
11	Aqueous	0.0020	0.0077	0.9903	0.0020	0.0085	0.9895	2.838E-04	7.312E-03
	Organic	0.8218	0.0589	0.1194	0.8204	0.0614	0.1182	1.814E-01	6.346E-02
12	Aqueous	0.0022	0.0000	0.9978	0.0018	0.0000	0.9982	1.940E-02	0.000E+00
	Organic	0.9153	0.0000	0.0847	0.9153	0.0000	0.0847	2.123E-09	0.000E+00

RMSD = 0.41%

3. RMSD NRTL sistem DEC (1) + 1-Propanol (2) + H₂O (3) pada temperatur 323.15 K

No.	Fase	Eksperimen (X_i^{exp})			Perhitungan (X_i^{calc})			$(X_i^{exp}-X_i^{calc})^2$		
		X_1	X_2	X_3	X_1	X_2	X_3	DEC	1-Propanol	H ₂ O
1	Aqueous	0.0078	0.0606	0.9317	0.0079	0.0609	0.9312	1.910E-08	8.472E-04	1.840E-07
	Organic	0.0337	0.1532	0.8132	0.0370	0.1507	0.8123	1.110E-05	6.208E-02	7.010E-07
2	Aqueous	0.0042	0.0436	0.9522	0.0045	0.0432	0.9523	6.730E-08	1.620E-03	2.050E-08
	Organic	0.0734	0.2168	0.7098	0.0772	0.2138	0.7090	1.490E-05	8.840E-02	7.860E-07
3	Aqueous	0.0037	0.0394	0.9569	0.0037	0.0382	0.9581	3.730E-10	1.526E-02	1.480E-06
	Organic	0.1155	0.2441	0.6404	0.1170	0.2430	0.6401	2.140E-06	1.202E-03	1.350E-07
4	Aqueous	0.0030	0.0358	0.9612	0.0031	0.0349	0.9619	3.150E-08	7.859E-03	5.030E-07
	Organic	0.1657	0.2644	0.5699	0.1650	0.2651	0.5699	4.950E-07	5.382E-03	9.180E-10
5	Aqueous	0.0028	0.0339	0.9632	0.0028	0.0342	0.9631	1.470E-09	5.037E-05	3.460E-08
	Organic	0.2371	0.2823	0.4807	0.2313	0.2882	0.4805	3.340E-05	3.503E-01	1.900E-08
6	Aqueous	0.0032	0.0310	0.9658	0.0027	0.0333	0.9641	2.840E-07	5.028E-02	2.920E-06
	Organic	0.3022	0.2796	0.4182	0.2937	0.2890	0.4173	7.250E-05	8.848E-02	7.980E-07
7	Aqueous	0.0028	0.0319	0.9653	0.0027	0.0325	0.9647	8.230E-09	4.317E-03	3.210E-07
	Organic	0.3583	0.2680	0.3737	0.3525	0.2751	0.3725	3.410E-05	5.023E-01	1.550E-06
8	Aqueous	0.0024	0.0267	0.9709	0.0026	0.0286	0.9688	4.920E-08	3.635E-02	4.530E-06
	Organic	0.4729	0.2233	0.3038	0.4667	0.2320	0.3013	3.860E-05	7.460E-01	5.860E-06
9	Aqueous	0.0025	0.0226	0.9749	0.0026	0.0236	0.9738	8.900E-09	1.006E-02	1.200E-06
	Organic	0.5902	0.1795	0.2303	0.5904	0.1792	0.2304	2.560E-08	8.994E-04	1.960E-08
10	Aqueous	0.0028	0.0170	0.9802	0.0026	0.0171	0.9803	3.960E-08	1.810E-04	4.140E-09
	Organic	0.7086	0.1183	0.1731	0.7079	0.1196	0.1725	5.730E-07	1.749E-02	3.200E-07
11	Aqueous	0.0017	0.0071	0.9913	0.0022	0.0086	0.9892	2.600E-07	2.280E-02	4.080E-06
	Organic	0.8079	0.0607	0.1314	0.8081	0.0604	0.1315	2.110E-08	9.307E-04	2.560E-08
12	Aqueous	0.0011	0.0000	0.9989	0.0020	0.0000	0.9980	8.770E-07	0.000E+00	8.770E-07
	Organic	0.8982	0.0000	0.1018	0.8982	0.0000	0.1018	3.000E-11	0.000E+00	3.000E-11

RMSE = 0.27%

RMSD = 0.27%

4. RMSD NRTL sistem DEC (1) + 1-Propanol (2) + H₂O (3) pada temperatur 333.15 K

No.	Fase	Eksperimen (X_i^{exp})					Perhitungan (X_i^{calc})			$(X_i^{exp}-X_i^{calc})^2$	
		X_1	X_2	X_3	X_1	X_2	X_3	DEC	1-Propanol	H ₂ O	
1	Aqueous	0.0048	0.0441	0.9511	0.0057	0.0466	0.9478	7.600E-07	5.964E-01	1.100E-05	
	Organic	0.0602	0.1925	0.7473	0.0660	0.1873	0.7467	3.360E-05	2.658E+00	4.130E-07	
2	Aqueous	0.0038	0.0390	0.9572	0.0042	0.0400	0.9558	1.980E-07	1.065E-01	2.180E-06	
	Organic	0.1081	0.2346	0.6573	0.1112	0.2318	0.6571	9.210E-06	7.747E-02	6.360E-08	
3	Aqueous	0.0033	0.0362	0.9605	0.0037	0.0368	0.9596	1.400E-07	3.421E-02	9.200E-07	
	Organic	0.1569	0.2567	0.5864	0.1588	0.2548	0.5864	3.600E-06	3.491E-01	9.130E-10	
4	Aqueous	0.0031	0.0342	0.9627	0.0033	0.0353	0.9614	3.350E-08	1.215E-01	1.650E-06	
	Organic	0.2209	0.2726	0.5064	0.2195	0.2740	0.5065	1.990E-06	1.808E-01	4.580E-09	
5	Aqueous	0.0033	0.0304	0.9663	0.0030	0.0337	0.9633	7.180E-08	1.107E+00	9.360E-06	
	Organic	0.2830	0.2738	0.4432	0.2801	0.2768	0.4431	8.260E-06	8.865E-01	1.070E-08	
6	Aqueous	0.0029	0.0313	0.9658	0.0031	0.0330	0.9639	1.820E-08	3.026E-01	3.510E-06	
	Organic	0.3422	0.2640	0.3938	0.3404	0.2661	0.3935	3.280E-06	4.343E-03	7.470E-08	
7	Aqueous	0.0024	0.0238	0.9738	0.0028	0.0285	0.9687	1.260E-07	2.245E+00	2.590E-05	
	Organic	0.4637	0.2245	0.3118	0.4600	0.2294	0.3106	1.330E-05	2.360E+00	1.470E-06	
8	Aqueous	0.0022	0.0188	0.9790	0.0027	0.0236	0.9737	2.190E-07	2.330E+00	2.800E-05	
	Organic	0.5890	0.1737	0.2373	0.5860	0.1782	0.2357	8.930E-06	2.065E+00	2.420E-06	
9	Aqueous	0.0020	0.0140	0.9840	0.0026	0.0168	0.9805	4.120E-07	7.910E-01	1.190E-05	
	Organic	0.6951	0.1199	0.1849	0.6956	0.1189	0.1854	2.570E-07	9.570E-02	2.220E-07	
10	Aqueous	0.0018	0.0061	0.9922	0.0025	0.0087	0.9888	5.490E-07	6.719E-01	1.110E-05	
	Organic	0.7943	0.0592	0.1464	0.7943	0.0593	0.1464	2.360E-09	1.600E-04	7.280E-11	
11	Aqueous	0.0021	0.0000	0.9979	0.0026	0.0000	0.9974	2.200E-07	0.000E+00	2.200E-07	
	Organic	0.8776	0.0000	0.1224	0.8778	0.0000	0.1222	3.440E-08	0.000E+00	3.440E-08	

RMSD = 0.24%

5. RMSD UNIQUAC sistem DEC (1) + 1-Propanol (2) + H₂O (3) pada temperatur 303.15 K

No.	Fase	Eksperimen (X_i^{exp})						Perhitungan (X_i^{calc})						$(X_i^{exp} - X_i^{calc})^2$	
		X_1	X_2	X_3	X_1	X_2	X_3	X_1	X_2	X_3	DEC	1-Propanol	H ₂ O		
1	Aqueous	0.0053	0.0566	0.9381	0.0060	0.0556	0.9384	0.0060	0.0556	0.9384	4.530E-07	9.144E-02	8.000E-08		
	Organic	0.0437	0.1815	0.7748	0.0450	0.1807	0.7743	0.0450	0.1807	0.7743	1.750E-06	6.138E-02	2.930E-07		
2	Aqueous	0.0040	0.0457	0.9503	0.0040	0.0443	0.9517	0.0040	0.0443	0.9517	1.520E-09	1.987E-01	1.880E-06		
	Organic	0.0805	0.2321	0.6874	0.0803	0.2325	0.6872	0.0803	0.2325	0.6872	5.500E-08	1.694E-02	3.130E-08		
3	Aqueous	0.0032	0.0411	0.9556	0.0032	0.0380	0.9588	0.0032	0.0380	0.9588	1.220E-10	9.624E-01	9.690E-06		
	Organic	0.1289	0.2589	0.6122	0.1295	0.2588	0.6117	0.1295	0.2588	0.6117	3.840E-07	3.068E-03	1.980E-07		
4	Aqueous	0.0029	0.0387	0.9584	0.0027	0.0353	0.9620	0.0027	0.0353	0.9620	3.430E-08	1.187E+00	1.320E-05		
	Organic	0.1846	0.2787	0.5367	0.1842	0.2794	0.5364	0.1842	0.2794	0.5364	1.500E-07	4.861E-02	9.620E-08		
5	Aqueous	0.0032	0.0361	0.9607	0.0023	0.0355	0.9622	0.0023	0.0355	0.9622	7.750E-07	3.613E-02	2.190E-06		
	Organic	0.2575	0.2899	0.4526	0.2415	0.3064	0.4521	0.2415	0.3064	0.4521	2.560E-04	2.715E-04	2.310E-07		
6	Aqueous	0.0027	0.0320	0.9654	0.0021	0.0334	0.9645	0.0021	0.0334	0.9645	3.770E-07	2.052E-01	6.690E-07		
	Organic	0.3280	0.2827	0.3894	0.3096	0.3032	0.3872	0.3096	0.3032	0.3872	3.380E-04	4.238E-04	4.890E-06		
7	Aqueous	0.0026	0.0336	0.9638	0.0021	0.0332	0.9647	0.0021	0.0332	0.9647	2.410E-07	1.781E-02	8.330E-07		
	Organic	0.3815	0.2684	0.3502	0.3646	0.2890	0.3465	0.3646	0.2890	0.3465	2.850E-04	4.241E-04	1.370E-05		
8	Aqueous	0.0024	0.0315	0.9661	0.0022	0.0277	0.9701	0.0022	0.0277	0.9701	5.060E-08	1.452E+00	1.630E-05		
	Organic	0.5084	0.2243	0.2673	0.5081	0.2250	0.2670	0.5081	0.2250	0.2670	1.090E-07	4.417E-03	1.120E-07		
9	Aqueous	0.0023	0.0253	0.9724	0.0021	0.0232	0.9747	0.0021	0.0232	0.9747	4.500E-08	4.303E-01	5.230E-06		
	Organic	0.6403	0.1666	0.1931	0.6339	0.1770	0.1891	0.6339	0.1770	0.1891	4.020E-05	1.073E-04	1.620E-05		
10	Aqueous	0.0025	0.0211	0.9764	0.0021	0.0174	0.9804	0.0021	0.0174	0.9804	1.720E-07	1.346E+00	1.670E-05		
	Organic	0.7431	0.1122	0.1447	0.7369	0.1232	0.1399	0.7369	0.1232	0.1399	3.840E-05	1.208E-04	2.300E-05		
11	Aqueous	0.0017	0.0093	0.9890	0.0018	0.0089	0.9893	0.0018	0.0089	0.9893	1.200E-08	1.413E-02	7.100E-08		
	Organic	0.8398	0.0549	0.1053	0.8343	0.0652	0.1005	0.8343	0.0652	0.1005	3.010E-05	1.059E-04	2.310E-05		
12	Aqueous	0.0053	0.0566	0.9381	0.0060	0.0556	0.9384	0.0060	0.0556	0.9384	4.530E-07	9.144E-02	8.000E-08		
	Organic	0.0437	0.1815	0.7748	0.0450	0.1807	0.7743	0.0450	0.1807	0.7743	1.750E-06	6.138E-02	2.930E-07		

RMSD = 0.61%

6. RMSD UNIQUAC sistem DEC (1) + 1-Propanol (2) + H₂O (3) pada temperatur 313.15 K

No.	Fase	Eksperimen (X_i^{exp})			Perhitungan (X_i^{cal})			$(X_i^{exp} - X_i^{cal})^2$		
		X_1	X_2	X_3	X_1	X_2	X_3	DEC	1-Propanol	H ₂ O
1	Aqueous	0.0059	0.0530	0.9411	0.0062	0.0554	0.9384	9.590E-08	6.000E-06	7.610E-06
	Organic	0.0414	0.1765	0.7821	0.0431	0.1745	0.7824	2.760E-06	3.720E-06	7.150E-08
2	Aqueous	0.0042	0.0440	0.9518	0.0045	0.0450	0.9505	7.740E-08	1.020E-06	1.660E-06
	Organic	0.0735	0.2208	0.7056	0.0749	0.2195	0.7055	2.030E-06	1.710E-06	1.410E-08
3	Aqueous	0.0034	0.0394	0.9572	0.0035	0.0385	0.9580	5.400E-09	6.910E-07	5.740E-07
	Organic	0.1253	0.2555	0.6192	0.1269	0.2542	0.6189	2.620E-06	1.710E-06	9.700E-08
4	Aqueous	0.0030	0.0372	0.9598	0.0030	0.0356	0.9614	3.450E-09	2.600E-06	2.420E-06
	Organic	0.1769	0.2759	0.5473	0.1796	0.2734	0.5470	7.730E-06	6.280E-06	7.550E-08
5	Aqueous	0.0029	0.0355	0.9616	0.0025	0.0359	0.9615	1.030E-07	1.670E-07	7.680E-09
	Organic	0.2514	0.2900	0.4586	0.2388	0.3029	0.4583	1.600E-04	1.680E-04	9.220E-08
6	Aqueous	0.0029	0.0310	0.9661	0.0023	0.0335	0.9641	3.230E-07	6.640E-06	4.030E-06
	Organic	0.3145	0.2826	0.4029	0.3018	0.2966	0.4016	1.590E-04	1.970E-04	1.940E-06
7	Aqueous	0.0027	0.0319	0.9654	0.0023	0.0328	0.9648	9.900E-08	8.240E-07	3.520E-07
	Organic	0.3652	0.2688	0.3660	0.3537	0.2827	0.3636	1.320E-04	1.920E-04	5.610E-06
8	Aqueous	0.0026	0.0299	0.9675	0.0024	0.0271	0.9705	4.410E-08	7.900E-06	9.130E-06
	Organic	0.4837	0.2270	0.2893	0.4889	0.2196	0.2914	2.690E-05	5.420E-05	4.740E-06
9	Aqueous	0.0022	0.0226	0.9752	0.0022	0.0221	0.9756	4.840E-09	2.110E-07	1.520E-07
	Organic	0.6081	0.1759	0.2159	0.6090	0.1746	0.2164	6.750E-07	1.700E-06	2.340E-07
10	Aqueous	0.0030	0.0178	0.9793	0.0023	0.0168	0.9809	4.620E-07	8.750E-07	2.610E-06
	Organic	0.7181	0.1181	0.1637	0.7157	0.1224	0.1619	5.800E-06	1.800E-05	3.380E-06
11	Aqueous	0.0020	0.0076	0.9903	0.0020	0.0088	0.9892	2.080E-11	1.300E-06	1.290E-06
	Organic	0.8218	0.0589	0.1194	0.8187	0.0647	0.1167	9.710E-06	3.380E-05	7.300E-06
12	Aqueous	0.0022	0.0000	0.9978	0.0020	0.0000	0.9980	6.540E-08	0.000E+00	6.540E-08
	Organic	0.9153	0.0000	0.0847	0.9153	0.0000	0.0847	1.740E-13	0.000E+00	1.740E-13

RMSD = 0.42%

7. RMSD UNIQUAC sistem DEC (1) + 1-Propanol (2) + H₂O (3) pada temperatur 323.15 K

No.	Fase	Eksperimen (X_i^{exp})				Perhitungan (X_i^{cal})				$(X_i^{exp}-X_i^{cal})^2$	
		X_1	X_2	X_3	X_1	X_2	X_3	DEC	1-Propanol	H ₂ O	
1	Aqueous	0.0078	0.0606	0.9317	0.0081	0.0630	0.9289	1.361E-02	5.845E-01	7.77E-06	
	Organic	0.0337	0.1532	0.8132	0.0352	0.1511	0.8137	2.292E-01	4.377E-01	3.34E-07	
2	Aqueous	0.0042	0.0436	0.9522	0.0047	0.0460	0.9494	2.048E-03	5.595E-01	7.94E-06	
	Organic	0.0734	0.2168	0.7098	0.0730	0.2166	0.7104	1.191E-02	5.020E-03	3.24E-07	
3	Aqueous	0.0037	0.0394	0.9569	0.0039	0.0403	0.9559	3.064E-03	6.951E-02	1.02E-06	
	Organic	0.1155	0.2441	0.6404	0.1146	0.2447	0.6407	7.519E-03	3.753E-02	6.48E-08	
4	Aqueous	0.0030	0.0358	0.9612	0.0032	0.0364	0.9604	7.134E-03	2.654E-02	6.12E-07	
	Organic	0.1657	0.2644	0.5699	0.1649	0.2651	0.5700	6.420E-02	4.643E-02	1.44E-08	
5	Aqueous	0.0028	0.0339	0.9632	0.0029	0.0345	0.9626	5.480E-04	3.409E-02	4.33E-07	
	Organic	0.2371	0.2823	0.4807	0.2374	0.2818	0.4807	1.447E-03	2.027E-02	4.87E-09	
6	Aqueous	0.0032	0.0310	0.9658	0.0027	0.0340	0.9634	2.775E-02	8.635E-01	5.82E-06	
	Organic	0.3022	0.2796	0.4182	0.2945	0.2881	0.4174	5.943E+00	7.218E+00	6.19E-07	
7	Aqueous	0.0028	0.0319	0.9653	0.0027	0.0329	0.9644	2.051E-03	1.099E-01	8.19E-07	
	Organic	0.3583	0.2680	0.3737	0.3531	0.2743	0.3726	2.767E+00	4.068E-01	1.25E-06	
8	Aqueous	0.0024	0.0267	0.9709	0.0025	0.0268	0.9707	1.216E-03	1.005E-03	4.43E-08	
	Organic	0.4729	0.2233	0.3038	0.4759	0.2191	0.3051	8.882E-01	1.831E+00	1.69E-06	
9	Aqueous	0.0025	0.0226	0.9749	0.0025	0.0233	0.9742	8.101E-06	4.431E-03	4.55E-07	
	Organic	0.5902	0.1795	0.2303	0.5898	0.1801	0.2301	1.483E-02	3.423E-02	4E-08	
10	Aqueous	0.0028	0.0170	0.9802	0.0025	0.0167	0.9808	5.807E-03	7.592E-03	2.67E-07	
	Organic	0.7086	0.1183	0.1731	0.7071	0.1209	0.1720	2.229E-01	6.860E-01	1.27E-06	
11	Aqueous	0.0017	0.0071	0.9913	0.0022	0.0083	0.9895	2.874E-02	1.564E-02	3.19E-06	
	Organic	0.8079	0.0607	0.1314	0.8076	0.0613	0.1311	1.072E-02	3.444E-02	6.73E-08	
12	Aqueous	0.0011	0.0000	0.9989	0.0021	0.0000	0.9979	9.579E-02	0.000E+00	9.58E-07	
	Organic	0.8982	0.0000	0.1018	0.8982	0.0000	0.1018	3.297E-06	0.000E+00	3.3E-11	

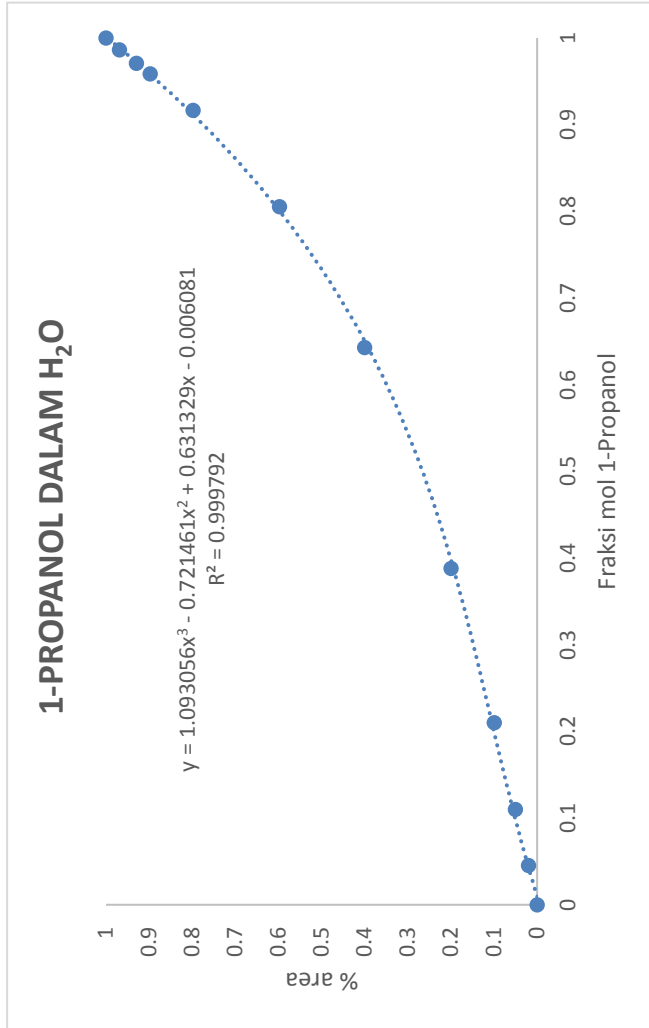
RMSD = 0.21%

8. RMSD UNIQUAC sistem DEC (1) + 1-Propanol (2) + H₂O (3) pada temperatur 333.15 K

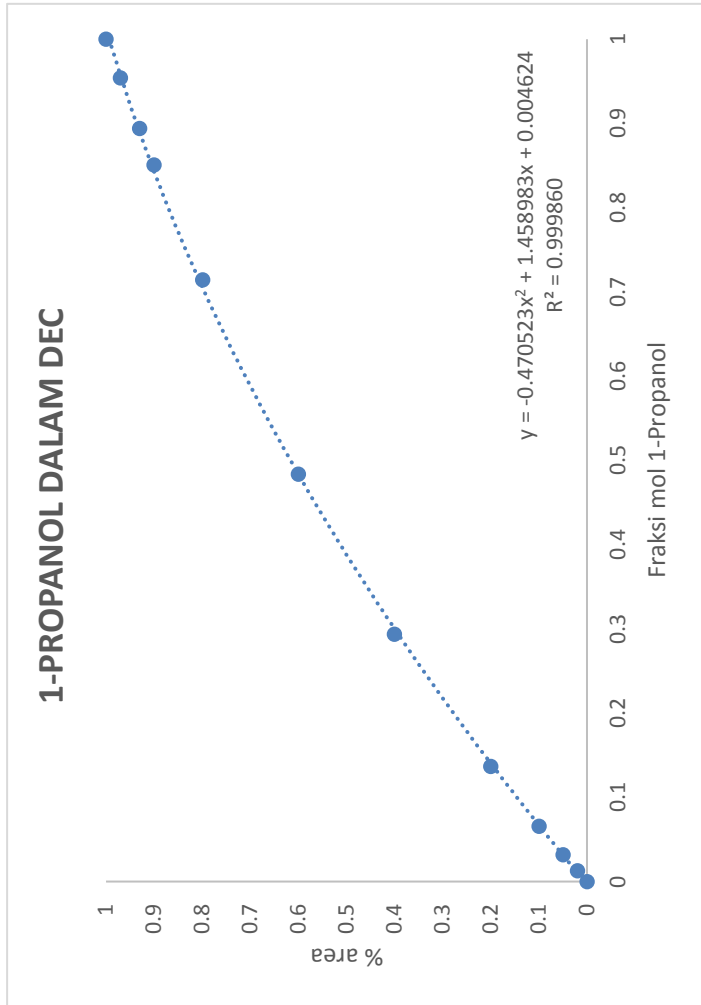
No.	Fase	Eksperimen (X_i^{exp})			Perhitungan (X_i^{cal})			$(X_i^{\text{exp}} - X_i^{\text{cal}})^2$		
		X_1	X_2	X_3	X_1	X_2	X_3	DEC	1-Propanol	H ₂ O
1	Aqueous	0.0048	0.0441	0.9511	0.0060	0.0474	0.9467	1.410E-06	1.050E+00	1.960E-05
	Organic	0.0602	0.1925	0.7473	0.0659	0.1871	0.7469	3.280E-05	2.849E-01	1.550E-07
2	Aqueous	0.0038	0.0390	0.9572	0.0044	0.0407	0.9549	3.290E-07	3.006E-01	5.320E-06
	Organic	0.1081	0.2346	0.6573	0.1113	0.2316	0.6572	9.950E-06	9.031E-01	2.230E-08
3	Aqueous	0.0033	0.0362	0.9605	0.0037	0.0373	0.9591	1.490E-07	1.152E-01	2.130E-06
	Organic	0.1569	0.2567	0.5864	0.1590	0.2545	0.5864	4.590E-06	4.655E-01	2.050E-10
4	Aqueous	0.0031	0.0342	0.9627	0.0032	0.0356	0.9611	2.060E-08	1.954E-01	2.380E-06
	Organic	0.2209	0.2726	0.5064	0.2198	0.2737	0.5065	1.280E-06	1.073E-01	9.350E-09
5	Aqueous	0.0033	0.0304	0.9663	0.0030	0.0338	0.9632	1.040E-07	1.162E+00	9.520E-06
	Organic	0.2830	0.2738	0.4432	0.2803	0.2766	0.4431	7.460E-06	7.940E-01	7.550E-09
6	Aqueous	0.0029	0.0313	0.9658	0.0030	0.0329	0.9642	7.560E-10	2.553E-01	2.640E-06
	Organic	0.3422	0.2640	0.3938	0.3403	0.2662	0.3935	3.570E-06	4.822E-01	9.350E-08
7	Aqueous	0.0024	0.0238	0.9738	0.0026	0.0280	0.9694	4.320E-08	1.750E+00	1.930E-05
	Organic	0.4637	0.2245	0.3118	0.4593	0.2305	0.3103	1.940E-05	3.530E+00	2.350E-06
8	Aqueous	0.0022	0.0188	0.9790	0.0026	0.0229	0.9745	1.360E-07	1.704E+00	2.020E-05
	Organic	0.5890	0.1737	0.2373	0.5849	0.1801	0.2350	1.730E-05	4.108E+00	5.040E-06
9	Aqueous	0.0020	0.0140	0.9840	0.0026	0.0162	0.9812	3.460E-07	4.722E-01	7.620E-06
	Organic	0.6951	0.1199	0.1849	0.6945	0.1209	0.1846	3.810E-07	1.001E-01	1.470E-07
10	Aqueous	0.0018	0.0061	0.9922	0.0024	0.0082	0.9893	4.620E-07	1.749E-02	8.170E-06
	Organic	0.7943	0.0592	0.1464	0.7936	0.0606	0.1458	5.970E-07	1.979E-03	4.020E-07
11	Aqueous	0.0021	0.0000	0.9979	0.0024	0.0000	0.9976	1.000E-07	0.000E+00	1.000E-07
	Organic	0.8776	0.0000	0.1224	0.8776	0.0000	0.1224	1.050E-11	0.000E+00	1.050E-11

RMSD = 0.24%

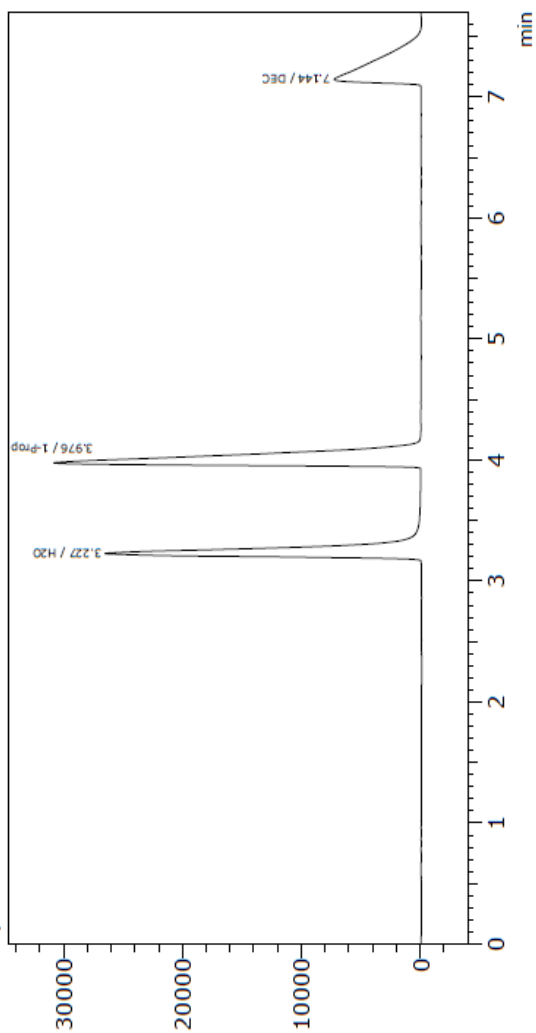
9. Kurva Kalibrasi 1-Propanol dalam H₂O



10. Kurva Kalibrasi 1-Propanol dalam DEC



10. Hasil analisa dari *Gas Chromatography*



Peak Table - Channel 1

Peak#	Ret. Time	Area	Height	Conc.	Units	Name
1	3.227	123463	26537	0.000	ppm	H2O
2	3.976	170947	30792	0.000	ppm	1-Prop
3	7.144	89643	7301	0.000	ppm	DEC

(Halaman ini sengaja dikosongkan)

BIODATA PENULIS



Diana Rachmawati, lahir di Malang, 04 Januari 1994. Penulis menempuh pendidikan formal yang dimulai di SD Negeri Mojolangu Malang (1999-2005), dilanjutkan sekolah menengah pertama di SMP Negeri 4 Malang (2005-2008), kemudian dilanjutkan pendidikan menengah atas di SMA Negeri 4 Malang (2008–2011).

Penulis melanjutkan ke jenjang perguruan tinggi dengan mengambil jurusan D3 Teknik Kimia di Politeknik Negeri Malang hingga tahun 2014. Pada tahun yang sama melanjutkan studi jenjang S1 di Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya, Jurusan Teknik Kimia. Pada akhir studi penulis memilih Termodinamika untuk menyelesaikan tugas akhir dan skripsi. Bersama partner dan dibawah bimbingan Prof. Dr. Ir. Gede Wibawa, M.Eng penulis berhasil menyelesaikan Pra-Desain Pabrik “Dietil Karbonat dari CO_2 dan Ethanol Melalui Proses *Indirect Route*” dan skripsi berjudul “Keseimbangan Cair-Cair Sistem Ternary Dietil Karbonat + 1-Propanol + H_2O pada range Suhu 303,15-333,15 K dan Tekanan Atmosfer”. Penulis berhasil menyelesaikan pendidikannya pada tahun 2017.

Email : inidiana.r@gmail.com

BIODATA PENULIS



Rianti Widi Andari, lahir di Blitar, 10 Juli 1994. Penulis menempuh pendidikan formal yang dimulai di SD Inpres Timika (1999-2001), MI Al-Muhtadun Jabung (2001), SD Yapis Timika (2001-2003), SD YPJ Kuala Kencana Papua (2003-2005) dilanjutkan sekolah menengah pertama di SMP YPJ Kuala Kencana Papua

(2005-2008), kemudian dilanjutkan pendidikan menengah atas di MAN Negeri 1 Malang (2008–2011). Penulis melanjutkan ke jenjang perguruan tinggi dengan mengambil jurusan D3 Teknik Kimia di Politeknik Negeri Malang hingga tahun 2014. Pada tahun yang sama melanjutkan studi jenjang S1 di Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya, Jurusan Teknik Kimia. Pada akhir studi penulis memilih Termodinamika untuk menyelesaikan tugas akhir dan skripsi. Bersama partner dan dibawah bimbingan Prof. Dr. Ir. Gede Wibawa, M.Eng penulis berhasil menyelesaikan Pra-Desain Pabrik “Dietil Karbonat dari CO_2 dan Ethanol Melalui Proses *Indirect Route*” dan skripsi berjudul “Keseimbangan Cair-Cair Sistem Ternary Dietil Karbonat + 1-Propanol + H_2O pada range Suhu 303,15-333,15 K dan Tekanan Atmosfer”. Penulis berhasil menyelesaikan pendidikan tingginya pada tahun 2017.

Email : rrr.riantiwidi@yahoo.co.id